

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DARI
FENOL DAN KARBON DIOKSIDA DENGAN
KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN**

PERANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

Nama : Luthfa Umi A.
No. Mahasiswa : 15521051

Nama : Annisa Nur B.
No. Mahasiswa : 15521054

**KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2019**

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRARANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DARI FENOL DAN KARBON DIOKSIDA DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini :

Nama : Luthfa Umi A.

Nama : Annisa Nur B.

No. Mahasiswa : 15521051

No. Mahasiswa : 15521054

Yogyakarta, 5 September 2019

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

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



Luthfa Umi Azizah



Annisa Nur Baizura

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

PRARANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DARI FENOL DAN KARBON DIOKSIDA DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK



Oleh :

Nama : Luthfa Umi A.

Nama : Annisa Nur B.

No. Mahasiswa : 15521051

No. Mahasiswa : 15521054

Yogyakarta, 5 September 2019

Pembimbing I,

Pembimbing II,

Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., P.hD

Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DARI FENOL DAN KARBON DIOKSIDA DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK


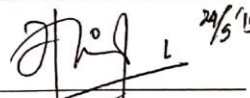
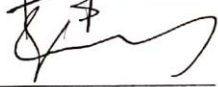
Oleh:

Nama : Annisa Nur Baizura
No. Mahasiswa : 15521054

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

Yogyakarta, 18 September 2019

Tim Penguji,
Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., P.hD
Ketua
Ariany Zulkanja, S.T., M.Eng
Anggota I
Agus Taufiq Ir., M.Sc.
Anggota II

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



Dr. Suharno Rusdi

LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

PRARANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DARI FENOL DAN KARBON DIOKSIDA DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN

PERANCANGAN PABRIK

Oleh:

Nama : Annisa Nur Baizura

No. Mahasiswa : 15521054

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

Yogyakarta, 18 September 2019

Tim Penguji,

Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., P.hD

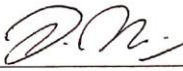
Ketua


Ariany Zulkania, S.T., M.Eng


Anggota I

Agus Taufiq Ir., M.Sc.

Anggota II







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



Dr. Suharno Rusdi

KATA PENGANTAR

Assalamualaikum Wr. Wb

Puji dan syukur kehadiran Allah SWT karena atas limpahan berkah, karunia dan rahmat- Nya penulis dapat melaksanakan dan menyelesaikan Laporan Perancangan Pabrik dengan baik. Laporan Perancangan Pabrik ini merupakan persyaratan dalam memenuhi dan menyelesaikan mata kuliah tugas akhir Teknik Kimia yang menjadi salah satu syarat kelulusan mahasiswa S1 Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

Penulis menyadari bahwa penyusunan Laporan Perancangan Pabrik ini tidak lepas dari segala bantuan, bimbingan dan dukungan yang didapatkan dari berbagai pihak, sehingga berbagai kesulitan yang dihadapi dapat terselesaikan dengan semestinya. Oleh karena itu, penulis menyampaikan rasa terimakasih kepada:

1. Allah SWT yang telah melimpahkan hidayah dan inayah-Nya
2. Orang tua dan keluarga yang telah selalu memberikan semangat, motivasi, doa, dan turut berjuang dalam segi moril dan materi dalam masa perkuliahan hingga dapat diselesaikannya tugas akhir ini.
3. Bapak Dr. Suharno Rusdi selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia yang telah memberikan izin dan arahan untuk mata kuliah prarancangan pabrik teknik kimia.
4. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., P.hD, selaku Dosen Pembimbing I yang senantiasa meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini.

5. Ibu Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng., selaku Dosen Pembimbing II yang telah meluangkan waktunya untuk memberikan berbagai masukan demi kelancaran pelaksanaan maupun penyusunan laporan ini.
6. Seluruh Dosen Jurusan Teknik Kimia Universitas Islam Indonesia dari semester 1 sampai dengan sekarang, yang telah memberikan berbagai macam pembelajaran hingga sampai pada titik ini.
7. Seluruh teman-teman dan sahabat terutama Keluarga Besar Mahasiswa Teknik Kimia FTI-UII yang telah membantu dan memberikan semangat.
8. Seluruh pihak yang ikut terlibat dalam proses pengerjaan, penyusunan dan penyelesaian tugas akhir ini.

Penulis menyadari bahwa penyusunan laporan ini masih memiliki beberapa kekurangan. Oleh karena itu, penulis mengharapkan saran dari pihak yang ingin memberikan saran untuk mewujudkan perkembangan yang positif. Demikian laporan ini penulis susun, semoga dapat bermanfaat bagi semua pihak yang membaca. Akhir kata penulis mengucapkan terima kasih.

Wassalamualaikum Wr. Wb

Yogyakarta, 5 September 2019

Penulis

DAFTAR ISI

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL.....	ii
LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	iv
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI	v
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xv
Abstrak.....	xvi
<i>Abstract</i>	xvii
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Ketersediaan Bahan Baku	3
1.3 Kapasitas Perancangan	4
1.3.1 Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada	5
1.3.2 Kebutuhan Asam Salisilat di Indonesia	5
1.3.3 Kebutuhan Asam Salisilat di Negara Tetangga	7
1.4 Tinjauan Pustaka	9
1.4.1 Asam salisilat	9
1.5 Jenis-Jenis Proses	11
1.6 Pemilihan Proses	15
BAB II PERANCANGAN PRODUK.....	17
2.1 Spesifikasi Produk dan Bahan Baku	17
2.2 Pengendalian Kualitas	18

BAB III PERANCANGAN PROSES	21
3.1 Uraian Proses	21
3.2 Spesifikasi Alat Proses	21
3.3 Perencanaan Produksi.....	24
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	44
4.1 Lokasi Pabrik.....	44
4.1.1 Faktor Penentuan Lokasi Pabrik	45
4.1.2 Faktor Penunjang Lokasi Pabrik.....	47
4.2 Tata Letak Pabrik	48
4.3 Tata Letak Alat Proses.....	52
4.4 Aliran Proses dan Material	55
4.4.1 Neraca Massa Total.....	55
4.4.2 Neraca Massa Peralat	56
4.4.3 Neraca Panas.....	60
4.4.4 Diagram Alir Kualitatif	67
4.4.5 Diagram Alir Kuantitatif	68
4.5 Perawatan (Maintenance)	69
4.6 Pelayanan Teknis (Utilitas).....	70
4.7 Organisasi Perusahaan.....	92
4.7.1 Bentuk Perusahaan.....	92
4.7.2 Struktur Organisasi	93
4.7.3 Status Karyawan	102
4.7.4 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan	104
4.7.5 Kesejahteraan Sosial Karyawan	108
4.8 Evaluasi Ekonomi	110
4.8.1 Harga Alat	111
4.8.2 Analisa Kelayakan	117

4.8.2 Analisis keuntungan.....	127
BAB V PENUTUP.....	130
5.1 Kesimpulan.....	130
5.2 Saran.....	131
DAFTAR PUSTAKA.....	132
LAMPIRAN-LAMPIRAN.....	1

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Ketersediaan Bahan Baku di Indonesia.....	4
Tabel 1. 2 Kapasitas Pabrik Yang Sudah Ada	5
Tabel 1. 3 Data Impor Asam salisilat di Indonesia.....	6
Tabel 1. 4 Data Impor Kebutuhan Asam Silisilat di Negara Tetangga	7
Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk dan Bahan Baku	17
Tabel 3. 1 Tangki Penyimpanan Fase Cair	24
Tabel 3. 2 Spesifikasi Bin	25
Tabel 3. 3 Spesifikasi <i>Mixer</i>	26
Tabel 3. 4 Spesifikasi Reaktor Alir Tangki Berpengaduk	27
Tabel 3. 5 Spesifikasi <i>Screw Conveyor</i>	32
Tabel 3. 6 Spesifikasi <i>Belt Conveyor</i>	33
Tabel 3. 7 Spesifikasi <i>Bucket Elevator</i>	34
Tabel 3. 8 Spesifikasi <i>Heat Exchanger</i>	35
Tabel 3. 9 Spesifikasi Pompa	39
Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa	40
Tabel 3. 11 Spesifikasi Pompa	41
Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah	50
Tabel 4. 2 Neraca Massa Total.....	55

Tabel 4. 3 Tabel Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-01)	56
Tabel 4. 4 Tabel Neraca Massa Reaktor (R-01)	56
Tabel 4. 5 Tabel Neraca Massa Evaporator (EV-01)	56
Tabel 4. 6 Tabel Neraca Massa <i>Crytallizer</i> (CR-01)	57
Tabel 4. 7 Tabel Neraca Massa Reaktor (R-02)	57
Tabel 4. 8 Tabel Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-03)	57
Tabel 4. 9 Tabel Neraca Massa RDVF (F-01)	58
Tabel 4. 10 Tabel Neraca Massa <i>Mixer</i> (M-02)	58
Tabel 4. 11 Tabel Neraca Massa Reaktor (R-03)	58
Tabel 4. 12 Tabel Neraca Massa <i>Centrifuge</i> (CG-01)	59
Tabel 4. 13 Tabel Neraca Massa <i>Rotary Dryer</i> (RD-01)	59
Tabel 4. 14 Tabel Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-01)	60
Tabel 4. 15 Tabel Neraca Panas <i>Heater</i> (HE-01)	60
Tabel 4. 16 Tabel Neraca Panas Reaktor (R-01)	61
Tabel 4. 17 Tabel Neraca Panas Evaporator (EV-01)	61
Tabel 4. 18 Tabel Neraca Panas <i>Crystallizer</i> (CR-01)	62
Tabel 4. 19 Tabel Neraca Panas Reaktor (CR-01)	62
Tabel 4. 20 Tabel Neraca Panas <i>Screw Conveyor Cooler</i> (SC-02)	63
Tabel 4. 21 Tabel Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-03)	63
Tabel 4. 22 Tabel Neraca Panas <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (F-01)	64
Tabel 4. 23 Tabel Neraca Panas <i>Heater</i> (H-02)	64
Tabel 4. 24 Tabel Neraca Panas <i>Mixer</i> (M-02)	65
Tabel 4. 25 Tabel Neraca Panas <i>Cooler</i> (CL-01)	65

Tabel 4. 26 Tabel Neraca Panas Reaktor (R-03).....	66
Tabel 4. 27 Tabel Neraca Panas <i>Heater</i> (H-03)	66
Tabel 4. 28 Kebutuhan Air Pembangkit <i>Steam</i> / pemanas.....	81
Tabel 4. 29 Kebutuhan Air Proses Pendingin	82
Tabel 4. 30 Kebutuhan Listrik Proses.....	86
Tabel 4. 31 Kebutuhan Listrik Utilitas	87
Tabel 4. 32 Rincian Kebutuhan Listrik.....	89
Tabel 4. 33 Jadwal Kerja Karyawan Shift	104
Tabel 4. 34 Jumlah Karyawan Pabrik.....	104
Tabel 4. 35 Penggolongan Jabatan	106
Tabel 4. 36 Rincian Gaji Sesuai Jabatan.....	107
Tabel 4. 37 Indeks Harga Alat.....	112
Tabel 4. 38 Harga Alat Proses.....	114
Tabel 4. 39 Harga Alat Utilitas	116
Tabel 4. 40 <i>Physical Plant Cost</i> (PPC).....	122
Tabel 4. 41 <i>Direct Plant Cost</i> (DPC).....	122
Tabel 4. 42 <i>Fixed Capital Investment</i> (FCI)	123
Tabel 4. 43 <i>Direct Manufacturing Cost</i> (DMC).....	123
Tabel 4. 44 <i>Indirect Manufacturing Cost</i> (IMC).....	123
Tabel 4. 45 <i>Fixed Manufacturing Cost</i> (FMC)	123
Tabel 4. 46 <i>Manufacturing Cost</i> (MC)	124
Tabel 4. 47 <i>Working Capital</i> (WC)	124
Tabel 4. 48 <i>General Expense</i> (GE).....	124

Tabel 4. 49 <i>Total Production Cost (TPC)</i>	124
Tabel 4. 50 <i>Fixed Cost (Fa)</i>	125
Tabel 4. 51 <i>Variable Cost (Va)</i>	125
Tabel 4. 52 <i>Regulated Cost (Ra)</i>	125

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Kebutuhan Impor Asam salisilat di Indonesia	6
Gambar 1. 2 Kebutuhan Asam salisilat di Negara tetangga.....	8
Gambar 1. 3 Asam salisilat ($C_7H_6O_3$).....	9
Gambar 1. 4 Struktur Molekul Asam salisilat ($C_7H_6O_3$)	9
Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik Asam salisilat	44
Gambar 4. 2 Layout Pabrik Asam salisilat	51
Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Pabrik Asam salisilat	54
Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif.....	67
Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif (kg/jam).....	68
Gambar 4. 6 Diagram alir proses pengolahan air sungai	74
Gambar 4. 7 struktur organisasi pabrik.....	96
Gambar 4. 8 Grafik index harga	113
Gambar 4. 9 Grafik Analisis Kelayakan	129

Abstrak

Asam salisilat mempunyai struktur kimia $C_7H_6O_3$ dengan nama IUPAC *2-hydroxy-benzoic acid*. Asam salisilat berbentuk kristal, berwarna putih, dan tidak berbau. Asam salisilat biasanya digunakan sebagai bahan baku untuk kosmetik dan obat-obatan, contohnya untuk bahan baku pembuatan perawatan kulit, tabir surya, analgesik, dan antiseptik. Pabrik asam salisilat direncanakan akan dibangun di daerah Indramayu, Jawa Barat dengan luas area sebesar 20.800 m². Pabrik ini akan beroperasi kontinyu selama 330 hari/tahun dengan total karyawan sebanyak 190 orang. Terdapat 2 proses dalam pembuatan asam salisilat, yaitu proses *Kolbe* dan proses *Kolbe-Schmitt*. Pada prarancangan pabrik asam salisilat dengan kapasitas 5.000 ton/tahun dari fenol dan karbon dioksida ini menggunakan proses *Kolbe-Schmitt* yang melalui 3 reaksi. Reaksi pertama adalah mereaksikan NaOH dengan fenol untuk menghasilkan *sodium phenolate*, reaksi kedua adalah mereaksikan *sodium phenolate* dengan karbon dioksida untuk menghasilkan *sodium salicylate*, dan reaksi ketiga adalah mereaksikan *sodium salicylate* dengan asam sulfat, untuk menghasilkan produk asam salisilat. Reaksi-reaksi tersebut berlangsung pada kondisi eksotermis. Untuk memperoleh produk yang sesuai dengan kapasitas, dibutuhkan 583,89 kg/jam fenol dan 261,82 kg/jam karbon dioksida sebagai bahan baku utama. Kebutuhan energi pada pabrik ini meliputi, kebutuhan listrik sebanyak 765,67 kW, kebutuhan air untuk utilitas sebanyak 19.774,15 kg/jam, kebutuhan udara bertekanan sebanyak 44,86 m³/jam, kebutuhan bahan bakar solar untuk *generator* adalah 147,49 kg/jam dan kebutuhan bahan bakar untuk *boiler* adalah 386,75 kg/jam. Berdasarkan hasil evaluasi ekonomi, diperoleh data keuntungan sebelum pajak sebesar Rp 140.692.981.000 dan setelah pajak sebesar Rp 105.519.736.000. *Return On Investment* (ROI) sebelum pajak sebesar 21,32% dan setelah pajak sebesar 15,99%. *Pay Out Time* (POT) sebelum pajak sebesar 3,41 tahun dan sesudah pajak sebesar 4,17 tahun, *Break Even Point* (BEP) sebesar 49,19%, *Shut Down Point* (SDP) sebesar 25,35% dan *Discounted Cash Flow* (DCF) sebesar 15,38%. Berdasarkan data di atas, dapat disimpulkan bahwa pabrik asam salisilat dengan kapasitas 5.000 ton/tahun tergolong pabrik beresiko rendah dan layak untuk didirikan.

Kata-kata kunci: asam salisilat, fenol, karbon dioksida, *Kolbe-Schmitt*

Abstract

Molecul structure of salicylic acid is $C_7H_6O_3$, with IUPAC's name 2-hydroxy-benzoic acid. It has a crystal-shape, white-colored, and odorless. Salicylic acid is generally used as a base for cosmetics and medicines, such as skincare, sunscreen, analgesic and antiseptic. The plant is planned to located in Indramayu, West Java with an area of 20,800 m². It will be operated continuously for 330 days/year with 190 employees. There are 2 processes of salicylic acid, such as Kolbe process and Kolbe-Schmitt process. In this salicylic acid plant design with the capacity of 5,000 tons/year of phenol and carbon dioxide uses Kolbe-Schmitt process which goes through 3 reactions. The first reaction is NaOH and phenol to produces sodium phenolate, the second is sodium phenolate and carbon dioxide reaction to produces sodium salicylate, and the third is sodium salicylate and acetic acid reaction to produces salicylic acid product. These reactions are in exothermic state. To produce the product based on capacity, thus 583.89 kg/hour of phenol and 261.82 kg/hour of carbon dioxide are required as the main raw materials. The energy needs of this plant includes 765.67 kW of electricity, 19,774.15 kg/hour of water demanded for utilities, 44.86 m³/hour of compressed air, 147.49 kg/jam diesel for generator, and 386.75 kg/jam fuel oil for boiler. Based on economical evaluation data, profit before taxes is Rp 140,692,981,000 and profit after taxes is Rp 105,519,73,.000. Return On Investment (ROI) before taxes is 21.32% and after taxes is 15.99%. Pay Out Time (POT) before taxes is 3.41 years and after taxes is 4.17 years. Break Even Point (BEP) is 49.19%, Shut Down Point (SDP) is 25.35%, and Discounted Cash Flow (DCF) is 15.38%. Therefore salicylic acid plant with 5,000 tons/year capacity classified as a low risk chemical plant and it is feasible to established.

Keywords: carbon dioxide, Kolbe-Schmit, phenol, salicylic acid

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara berkembang yang saat ini sedang melakukan perkembangan dalam berbagai bidang, terutama dalam usaha perkembangan di bidang industri. Hal ini dilakukan untuk mencapai pemenuhan kebutuhan dalam negeri, meningkatkan nilai tambah akan barang dan jasa yang bermutu, meningkatkan ekspor, dan dapat mengurangi kegiatan impor.

Di Indonesia, industri FMCG (*Fast Moving Consumer Good*) sedang berkembang pesat dalam beberapa tahun akhir ini. Paradigma ini terjadi karena konsumen bergeser pada pemilihan produk makanan, perawatan tubuh dan kecantikan. Kategori produk industri FMCG (*Fast Moving Consumer Good*) antara lain sabun, kosmetik, pasta gigi, obat-obatan, serta produk makanan dan minuman. Pertumbuhan industri FMCG ini memberikan dampak peluang yang baik untuk Indonesia seperti peningkatan konsumsi dan pertumbuhan pasar. Berdasarkan riset oleh perusahaan riset terkemuka Kantar Worldpanel mengungkapkan bahwa laju pertumbuhan pendapatan industri *Fast Moving Consumer Good* (FMCG) Indonesia tertinggi di antara negara-negara Asia Tenggara dengan kenaikan sebesar 8,3% (<https://www.beritasatu.com/ekonomi/459743/pertumbuhan-fmcg-indonesia-tertinggi-di-asia,2017>).

Salah satu bahan penting yang digunakan dalam industri FMCG yaitu asam salisilat. Asam salisilat merupakan bahan kimia yang cukup penting dalam

penggunaan sehari-hari serta memiliki nilai ekonomis tinggi dimana asam salisilat banyak digunakan sebagai bahan baku pembuatan obat-obatan. Selain itu, asam salisilat juga banyak digunakan pada keperluan bahan baku pembuatan kosmetik.

Berikut merupakan kegunaan asam salisilat antara lain :

1. Asam salisilat merupakan salah satu bahan utama dalam banyak produk perawatan kulit seperti untuk pengobatan jerawat, kapalan, kutil (Wang et al., 2010).
2. Asam salisilat banyak digunakan dalam obat-obatan seperti antiseptik, antijamur, keratolitik, analgesik dan antiinflamasi (Martin and Dominguez, 1999).
3. Asam salisilat digunakan sebagai formulasi pembuatan *lotion*, masalah jerawat, kulit iritasi, sebagai *sunscreen*, salep untuk penyembuhan ketombe, eksim, dan berbagai penyakit kulit. Hal tersebut dikarenakan properti keratolitik pada asam aromatik ini dapat menghilangkan sel kulit mati dari permukaan kulit yang sehat dengan aman (Kirk and Othmer, 2001).
4. Asam salisilat merupakan bahan baku pembuatan metil salisilat. Metil salisilat digunakan untuk pengawet kosmetik serta parfum. Dalam dunia farmasi metil salisilat biasa digunakan sebagai *analgesic* dan anastesi lokal (Parker et al, 2004).

Asam salisilat sangat dibutuhkan dalam berbagai bidang. Namun, sampai saat ini untuk mendapatkan asam salisilat masih mengimpor dari luar negeri karena belum adanya pabrik asam salisilat di Indonesia.

Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan asam salisilat di Indonesia terdiri dari fenol, natrium hidroksida, karbon dioksida, dan asam sulfat. Fenol diproduksi oleh PT Kumenindo Kridanusa, natrium hidroksida diproduksi oleh PT Asahimas Subentra Chemicals dan PT Sulfindo Adiusaha. Bahan baku karbon dioksida mudah didapatkan di Indonesia. Karbon dioksida diproduksi oleh PT Petrokimia Gresik, PT Molindo Inti gas, dan PT Pertamina RU IV Balongan. Asam sulfat diproduksi oleh PT Petrokimia Gresik.

Jika dilihat dari potensi bahan baku pembuatan asam salisilat yang keseluruhannya mudah didapatkan di dalam negeri ini dimanfaatkan dengan baik, maka kebutuhan akan asam salisilat di Indonesia bisa terpenuhi sendiri dalam negeri sehingga memberikan dampak yang bagus terutama dapat menghemat biaya dari pengurangan jumlah impor yang ada saat ini. Selain itu, pendirian pabrik ini diharapkan dapat menambah lowongan pekerjaan baru bagi penduduk sekitar dan meningkatkan kesejahteraan. Serta dengan berdirinya pabrik ini juga dapat meningkatkan ekspor untuk memenuhi kebutuhan luar negeri dimana hal tersebut dapat menambah devisa negara dan dapat bersaing di era pasar bebas ini. Oleh karena itu, dirasa perlu didirikan pabrik asam salisilat ini untuk dikaji lebih lanjut.

1.2 Ketersediaan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan hal terpenting dalam pendirian suatu pabrik. Karena bahan baku sangat mempengaruhi proses berjalannya suatu pabrik serta dapat memberikan keuntungan lebih besar yang didapatkan oleh pabrik. Bahan baku asam salisilat terdiri dari fenol, natrium hidroksida, karbon dioksida,

dan asam sulfat. Di Indonesia terdapat perusahaan yang memproduksi masing-masing bahan baku tersebut, antara lain:

Tabel 1. 1 Ketersediaan Bahan Baku di Indonesia

Bahan Baku	Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
Fenol	PT Kumenindo Kridanusa	Balongan, Indramayu.	160.000
Natrium hidroksida	PT Asahimas Chemical	Cilegon, Banten.	700.000
	PT Sulfindo Adiusaha	Serang, Banten.	215.000
Asam sulfat 98%	PT Petrokimia Gresik	Gresik	1.170.000
Karbon Dioksida	PT Pertamina RU VI	Balongan, Indramayu	1.777.470
	PT Molindo inti gas	Malang, Jawa Timur.	15.360
	PT Petrokimia Gresik	Gresik	4000

Dilihat dari ketersediaan bahan baku yang berlimpah di Indonesia serta kebutuhan asam salisilat yang relatif cukup tinggi, maka perlu pertimbangan lebih lanjut untuk mendirikan sebuah pabrik yang memproduksi asam salisilat. Dengan pendirian pabrik asam salisilat yang direncanakan berdiri tahun 2024 diharapkan dapat memenuhi kebutuhan asam salisilat yang terus meningkat dari tahun ke tahun. Sehingga Indonesia dapat mengurangi kebutuhan impor dan dapat meningkatkan pendapatan nasional.

1.3 Kapasitas Perancangan

Pabrik asam salisilat di Indonesia ini direncanakan didirikan pada tahun 2024, dengan penentuan kapasitas pabrik asam salisilat didasarkan pada kapasitas pabrik yang sudah ada, dengan mempertimbangkan kebutuhan asam salisilat di Indonesia dari data impor serta kebutuhan asam salisilat di negara tetangga untuk keperluan

ekspor. Hal ini dikarenakan, produksi dalam negeri belum ada karena belum adanya pabrik yang memproduksi asam salisilat di Indonesia.

Pabrik asam salisilat ini akan dibangun dalam kapasitas 5000 ton/tahun dengan pembangunan pabrik di tahun 2024.

1.3.1 Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada

Suatu pabrik memberikan keuntungan apabila didirikan pada kapasitas minimum (Mc.Ketta 1954). Pabrik asam salisilat yang sudah ada dapat dijadikan referensi dalam menentukan jumlah kapasitas produksi yang akan direncanakan.

Di lingkup Internasional, beberapa pabrik yang memproduksi asam salisilat antara lain :

Tabel 1. 2 Kapasitas Pabrik Yang Sudah Ada

No.	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
1.	Novacyl	Thailand	32.000
2.	Shandong Xinhua Longxin Chemical Co., Ltd.	China	12.000
3.	Heibei Jingye Group Co., Ltd.	China	10.000
4.	Zhenjing Geopeng Pharmaceutical Co., Ltd.	China	10.000
5.	JQC (Huayin) Pharmaceutical Co., Ltd.	China	3.500

(sumber : www.gmdu.net, 2019)

1.3.2 Kebutuhan Asam Salisilat di Indonesia

Pabrik asam salisilat direncanakan akan didirikan pada tahun 2024. Dengan data impor, akan di lakukan regresi linear untuk memperkirakan kapasitas kebutuhan asam salisilat di Indonesia pada tahun 2024.

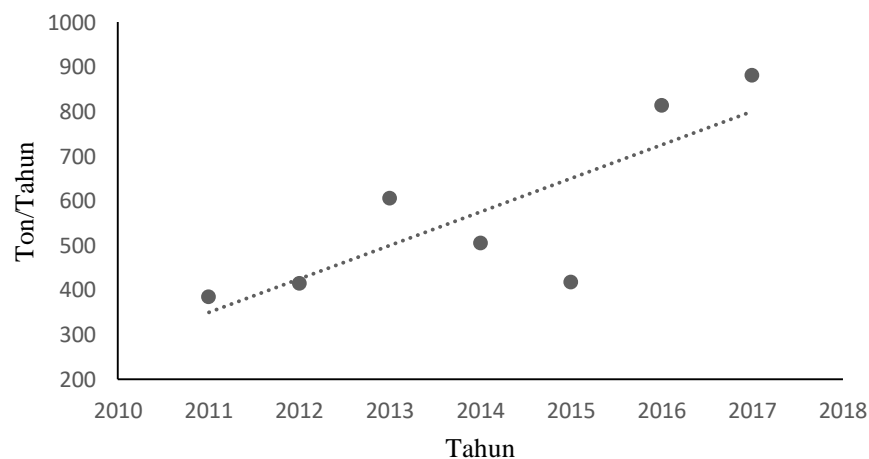
Berdasarkan data yang sudah diperoleh, asam salisilat di Indonesia dari tahun ke tahun mengalami peningkatan . Perkembangan data impor asam salisilat di Indonesia pada tahun 2011 sampai tahun 2017 dapat di lihat di Tabel 1.3.

Tabel 1. 3 Data Impor Asam Salisilat di Indonesia

Tahun	Kapasitas (Ton/Tahun)
2011	385,92
2012	415,513
2013	606,376
2014	505,378
2015	417,656
2016	813,415
2017	882,166

(sumber: www.dataun.org, 2019)

Dari datas diatas kebutuhan akan asam salisilat cenderung mengalami fluktuatif pada 7 tahun terakhir. Dari data impor di buat grafik linear antara data tahun pada sumbu x dan data impor pada sumbu y. Grafik dapat dilihat pada gambar 1.



Gambar 1. 1 Kebutuhan Impor Asam Salisilat di Indonesia

Perkiraan impor asam salisilat di Indonesia pada tahun yang akan datang saat pembangunan pabrik dapat dihitung dengan menggunakan persamaan dari hasil regresi linear yaitu $y = 74,958x - 150390$ sehingga dapat diprediksi kapasitas kebutuhan asam salisilat tahun 2024 di Indonesia yaitu :

$$y = 74,958x - 150390$$

$$y = 74,958(2024) - 150390$$

$$y = 1324,992 \text{ ton/tahun}$$

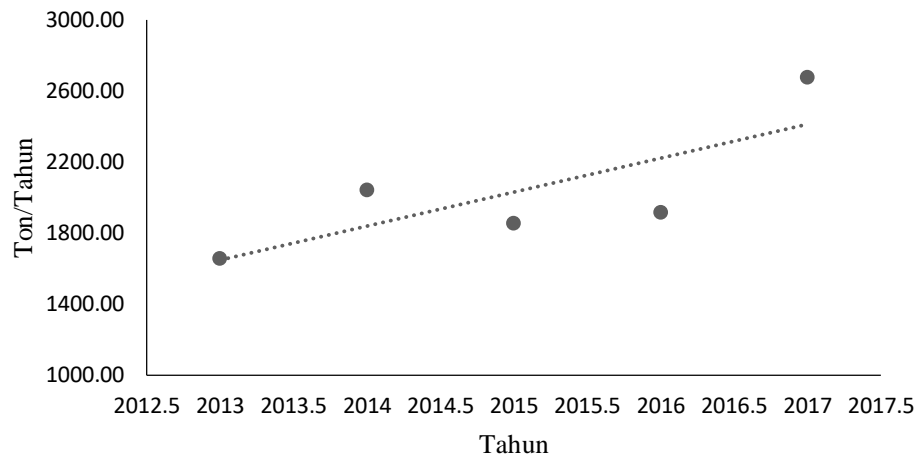
1.3.3 Kebutuhan Asam Salisilat di Negara Tetangga

Tujuan lain didirikannya pabrik asam salisilat ini selain memenuhi kebutuhan dalam negeri juga ditujukan untuk memenuhi kebutuhan asam salisilat di negara tetangga. Berikut data kebutuhan asam salisilat di negara tetangga.

Tabel 1. 4 Data Impor Kebutuhan Asam Silisilat di Negara Tetangga

Nama Negara	Kebutuhan Impor (Ton/Tahun)				
	2013	2014	2015	2016	2017
Jepang	772,80	1.040,31	833,07	904,11	1.123,13
Malaysia	258,99	285,97	316,46	296,97	844,00
Filipina	164,26	239,20	195,83	270,58	328,05
Korea	328,42	365,55	419,94	332,80	320,41
Singapura	131,96	110,98	88,96	110,97	62,80
Total	1656,43	2042,00	1854,25	1915,44	2678,40

(sumber : www.dataun.org, 2019)



Gambar 1. 2 Kebutuhan Asam Salisilat di Negara Tetangga

Menggunakan regresi linear didapatkan persamaan :

$$y = 191,74x - 384323$$

Dengan rumus persamaan tersebut dapat diperkirakan kebutuhan asam salisilat di negara tetangga pada tahun 2024 sebesar 3745 ton/tahun dibulatkan menjadi 3700 ton/tahun.

Penentuan kapasitas pabrik ini didasarkan pada perbandingan kapasitas pabrik asam salisilat yang sudah ada, berdasarkan data impor asam salisilat di Indonesia, serta data kebutuhan asam salisilat di negara tetangga. Kapasitas terkecil pabrik asam salisilat yang sudah ada di dunia, yaitu 3500 ton/tahun sedangkan data impor Indonesia pada tahun 2024 sebesar 1325 ton/tahun atau 1300 ton/tahun. Dari data tersebut, dapat ditentukan kapasitas pabrik asam salisilat yang akan dirancang sebesar 5000 ton/tahun dengan pemenuhan kebutuhan dalam negara sebesar 1300 ton/tahun serta mengekspornya sebanyak 3700 ton/tahun ke negara-negara lain, seperti Jepang, Singapura, Korea, Filipina, dan Malaysia.

1.4 Tinjauan Pustaka

1.4.1 Asam Salisilat

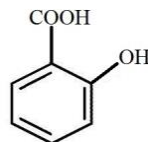
Asam salisilat dikenal juga dengan nama *2-hydroxy-benzoic acid* atau *orthohydrobenzoic acid*. Asam salisilat mempunyai struktur kimia $C_7H_6O_3$. Bubuk asam salisilat mudah larut dalam lemak dan sukar larut dalam air (Sulistyaningrum, 2012). Asam salisilat sintetis berwarna putih dan tidak berbau. Asam salisilat yang berasal dari metil salisilat alami umumnya mempunyai warna kuning menyala atau merah muda. Ekstrak dari akar, batang, daun dan buah pada umumnya mengandung glukosida metil salisilat dan glukosida salisil alkohol (Kirk and Othmer, 2001).

Asam salisilat berbentuk kristal, berwarna putih, mempunyai rasa manis dan stabil pada udara bebas.



Gambar 1. 3 Asam Salisilat ($C_7H_6O_3$)

Struktur molekul $C_7H_6O_3$ diilustrasikan pada gambar 1.4 berikut ini :



Gambar 1. 4 Struktur Molekul Asam Salisilat ($C_7H_6O_3$)

Sifat-sifat asam salisilat antara lain :

- Berat molekul : 138,12 g/mol
- *Specific gravity* : 1,443 g/cm³
- *Melting point* : 159 °C
- *Flash point* : 157 °C
- K_a , pada 25 °C : $1,06 \times 10^{-3}$

(Kirk and Othmer, 2001)

Asam salisilat kebanyakan digunakan sebagai obat-obatan dan sebagai bahan intermediet pada pabrik obat dan pabrik farmasi seperti aspirin dan beberapa turunannya. Sebagai antiseptik, asam salisilat merupakan zat yang mengiritasi kulit dan selaput lendir. Asam salisilat tidak diserap oleh kulit, tetapi membunuh sel epidermis dengan sangat cepat tanpa memberikan efek langsung pada sel dermis. Setelah pemakaian beberapa hari akan menyebabkan terbentuknya lapisan-lapisan kulit yang baru. Obat ini sangat spesifik untuk mencegah kerusakan jantung yang biasanya terjadi akibat rematik, menghilangkan sakit yang amat sangat secara keseluruhan, dan beberapa saat setelah pemakaian, obat ini akan menurunkan temperatur tubuh kembali normal.

Beberapa turunan asam salisilat dan kegunaannya:

- Natrium salisilat yang dapat digunakan sebagai analgesik dan *antipyretic* serta untuk terapi bagi penderita rematik akut.
- Aluminium salisilat yang berupa bubuk sehalus debu digunakan untuk mengatasi efek catarrhal pada hidung dan tekak.

- Ammonium salisilat digunakan sebagai obat penghilang kuman penyakit serta bakteri.
- Kalsium salisilat dapat digunakan untuk mengatasi diare.
- Magnesium salisilat digunakan sebagai bahan pembuatan resin.
- Amil salisilat berfungsi sebagai bahan baku penyedap rasa, intisari buah, bahan pembuat parfum, dan industri sabun.
- Benzil salisilik dan phenil salisilik digunakan sebagai krim penahan sinar ultraviolet yang biasanya disebut dengan tabir surya (*sunscreen*).
- Metil salisilat sering digunakan sebagai bahan farmasi (obat penyakit syaraf, obat gosok/balsem), penyedap rasa pada makanan dan minuman, pasta gigi, antiseptik, dan kosmetik serta parfum.
- Salisilanilide adalah bahan aktif yang digunakan sebagai obat kadas dan kurap pada kulit kepala beserta rambut dan dapat digunakan sebagai pembasmi penyakit jamur.

1.5 Jenis-Jenis Proses

Asam salisilat dapat dibuat melalui beberapa alternatif proses yaitu proses *Kolbe* dan proses *Kolbe-Schmitt*. Berikut adalah uraian masing-masing proses tersebut.

a. Proses *Kolbe*

Tahun 1859 Kolbe menunjukkan proses sintesis asam dengan cara mereaksikan fenol dan karbon dioksida dengan adanya logam natrium. Pada periode awal ini, satu-satunya mekanisme praktis untuk memproduksi asam

salisilat dalam jumlah besar adalah dengan saponifikasi metil salisilat yang diperoleh dari daun *wintergreen* atau kulit *sweet birch*.

Proses sintesis komersial yang cocok pertama diperkenalkan oleh Kolbe pada tahun 1874 dan merupakan mekanisme yang paling umum digunakan di tahun 1900-an. Pada proses *Kolbe* bahan baku berupa fenol dan natrium hidroksida direaksikan, reaksi dilakukan pada reaktor pada pengadukan yang konstan, kemudian diuapkan dan dilakukan pengeringan yang bertujuan untuk mengurangi kadar air. Produk yang dihasilkan berupa *sodium phenolate*, *sodium phenolate* yang telah kering kemudian dihancurkan dan direaksikan dengan karbon dioksida pada suhu 100°C, setelah itu suhu akan naik secara perlahan hingga mencapai 200°C dengan tekanan 6 atm, produk yang dihasilkan pada proses ini adalah *crude sodium salicylate*.

Crude sodium salicylate dilarutkan dengan air dan dilakukan pengendapan dengan *mineral acid*, seperti asam sulfat, penambahan asam berfungsi untuk mengendapkan asam salisilat yang kemudian dilakukan pemurnian.

Pada proses ini hasil asam salisilat yang mungkin diproduksi adalah 50%. Hal tersebut dikarenakan selain reaksinya yang *reversible* pada proses ini.

(Kirk and Othmer, 2001)

Kelebihan dari proses ini adalah:

- Natrium hidroksida yang digunakan siap pakai, tidak perlu dilarutkan terlebih dahulu.

Kekurangan dari proses ini adalah:

- Suhu yang digunakan lebih tinggi dibanding proses Kolbe-Schmitt.
- Yield yang dihasilkan 50%.

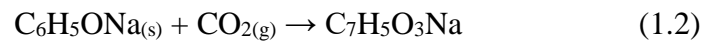
b. Proses *Kolbe-Schmitt*

Proses *Kolbe-Schmitt* adalah proses lanjutan yang telah dilakukan oleh Kolbe dan Lautemann. Proses *Kolbe-Schmitt* merupakan proses yang paling sering digunakan untuk mensintesis asam salisilat. Pada proses *Kolbe-Schmitt*, produk berupa asam salisilat dihasilkan dengan cara mereaksikan fenol (C_6H_5OH) dengan natrium hidroksida ($NaOH$). Reaksinya adalah:



$NaOH$ yang digunakan untuk tahapan reaksi ini adalah 50-70% (w/w). Sehingga $NaOH$ padatan yang dibeli harus diencerkan terlebih dahulu dengan menambahkan air dengan perbandingan 1:1. Rasio molar reaksi yang digunakan antara fenol dengan natrium hidroksida yaitu 1:1, selain menghasilkan *sodium phenolate*, reaksi tersebut juga akan menghasilkan produk samping berupa air (H_2O). Kemudian dilakukan proses pengeringan, untuk menghilangkan kandungan air yang masih tinggi pada *Sodium phenolate* (C_6H_5ONa) sebelum dilakukan proses selanjutnya.

Sodium phenolate (C_6H_5ONa) yang sudah kering dan karbon dioksida dimasukkan ke dalam reaktor. Reaksi yang terjadi:



Sehingga membentuk *sodium salicylate* pada suhu $100^\circ C$, setelah itu suhu akan naik secara perlahan hingga mencapai $170^\circ C$ pada tekanan 5 bar. *Sodium salicylate* ($C_6H_4(OH)(COONa)$) yang terbentuk dilarutkan dengan menggunakan air dengan penambahan karbon aktif untuk menghilangkan warna kuning hasil dari karboksilasi. *Sodium salicylate* yang terbentuk, kemudian dilakukan pengasaman dengan penambahan *mineral acid* seperti asam sulfat (H_2SO_4). Reaksi yang terjadi:



Pengasaman sendiri dilakukan pada *dissolving tank* setelah itu, *sodium salicylate* masuk ke dalam *centrifuge* dan *rotary dryer* sehingga menghasilkan asam salisilat (Kirk-Othmer, 2001).

Yield yang dihasilkan dari proses *Kolbe-Schmitt* mencapai 95%. Kemurnian asam salisilat yang didapat dari proses ini adalah 99,5% dan 0,5% merupakan produk samping yang terdiri dari 4-HBA (*4-hydroxybenzoic acid*) (Jansen et al, 1983).

Kelebihan dari proses ini adalah:

- Asam salisilat yang dihasilkan memiliki yield yang tinggi yaitu 95% dan kemurnian yang tinggi yaitu 99,5%.
- Suhu yang digunakan lebih rendah dibanding proses *Kolbe* yaitu $200^\circ C$.

Kekurangan dari proses ini adalah:

- Bahan baku NaOH tidak bisa langsung digunakan, melainkan harus diencerkan terlebih dahulu.

1.6 Pemilihan Proses

Dari kedua cara tersebut, dipilih proses yang kedua yaitu pembuatan asam salisilat dengan proses *Kolbe-Schmitt* dengan pertimbangan sebagai berikut :

1. Yield yang diperoleh pada proses *Kolbe* sebesar 50% sedangkan yield pada proses *Kolbe-Schmitt* adalah 95%, hal ini menandakan bahwa yield pada proses *Kolbe-Schmitt* lebih tinggi dari pada proses *Kolbe* sehingga produk yang didapat akan lebih banyak.
2. Karena yield yang diperoleh pada proses *Kolbe-Schmitt* lebih besar sehingga produk yang dihasilkan akan lebih besar. Hal tersebut juga berpengaruh terhadap keuntungan yang akan diperoleh, semakin banyak produk yang dihasilkan maka keuntungan juga akan semakin besar.

Pada proses *Kolbe* suhu yang digunakan lebih besar yaitu 200°C yang berdampak pada penggunaan energi yang lebih besar, sedangkan pada proses *Kolbe-Schmitt* suhu yang digunakan sebesar 170°C.

BAB II

PERANCANGAN PRODUK

2.1 Spesifikasi Produk dan Bahan Baku

Tabel 2. 1 Spesifikasi Produk dan Bahan Baku

Sifat Fisis	Asam salisilat (C ₇ H ₆ O ₃)	Fenol (C ₆ H ₅ OH)	Karbon dioksida (CO ₂)	Natrium hidroksida (NaOH)	Asam sulfat (H ₂ SO ₄)
Berat molekul	138 g/mol	94 g/mol	44 g/mol	40 g/mol	98 g/mol
Fase	Padat, tidak hidroskopis	Cair	Gas	Padat	Cair
Titik lebur	159 °C	40 °C	-56,6 °C	323 °C	10 °C
Titik didih	211 °C	182 °C	-78 °C	1388 °C	288 °C
Titik nyala	157 °C	79 °C	-	-	-
Densitas	1,44 g/cm ³	1,07 g/cm ³	1,539 g/cm ³	2,13 g/cm ³	1,84 g/cm ³
<i>Vapor pressure</i>	< 1,0 mmHg	0,35 mmHg	57,3 bar	< 0,1 Pa	< 10 Pa
pH	2,4	5,5	3,7	14	> 1
Kelarutan	1,8 g/L air	1 g/ 15 mL air	2000 mg/L air	100 g/100 mL air	Tercampur penuh
Komposisi	99% C ₇ H ₆ O ₃	99,99% C ₆ H ₅ OH (0,01% H ₂ O)	99,7% CO ₂ (0,3% H ₂ O)	98% NaOH (2% H ₂ O)	98% H ₂ SO ₄ (2% H ₂ O)
<i>Critical temperature</i>	-	-	31 °C	-	-
<i>Critical pressure</i>	-	-	73,7 bar	-	-

Sumber:

(Sodium Hydroxide MSDS)
(Salicylic Acid MSDS)
(Carbon Dioxide MSDS)
(Sulfuric Acid MSDS)
(Phenol MSDS)

2.2 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas adalah suatu proses yang dilakukan agar produk yang dihasilkan sesuai dengan standar dan ketentuan yang ditetapkan. Pengendalian kualitas pada suatu pabrik, meliputi pengendalian kualitas bahan baku, pengendalian kualitas proses, dan pengendalian kualitas produk. Pengendalian produk pada pabrik Asam salisilat ini, adalah:

a. Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas pada bahan baku adalah pengendalian yang dilakukan pada bahan utama dan bahan tambahan pembuatan asam salisilat yang bertujuan untuk mengontrol atau memantau kualitas bahan baku tersebut. Pengendalian kualitas dilakukan dimulai dari bahan baku tiba dari *supplier* hingga bahan baku siap untuk digunakan pada proses produksi sewaktu-waktu.

b. Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas yang dilakukan saat proses produksi berlangsung. Pengendalian yang paling utama adalah pengendalian alat-alat proses yang digunakan dalam proses, seperti mengontrol tekanan, suhu, volume cairan, aliran cairan, serta kondisi dari alat yang digunakan. Aspek lain yang perlu dikendalikan atau diamati adalah keadaan bahan dan reaksi yang ditimbulkan, standar operasional mesin produksi, serta keadaan produk akhir sebelum disimpan di gudang atau tangki penyimpanan.

c. Pengendalian Kualitas Produk

Agar memperoleh kualitas produk standar, maka perlu dilakukan pengendalian kualitas dari bahan baku, proses produksi, hingga produk. Pengendalian kualitas pada produk adalah pengendalian kualitas produk pada akhir proses. Pengendalian kualitas produk ini terus dilakukan dari produk masih di dalam gudang, produk yang akan dipasarkan, hingga produk habis masa kadaluarsa.

BAB III

PERANCANGAN PROSES

Untuk mendapatkan asam salisilat dengan konsentrasi 99,5%, maka pada perancangan pabrik ini perlu dilakukan pengaturan alur proses yang tepat agar lebih efisien.

3.1 Uraian Proses

1. Tahap Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku fenol (C_6H_5OH) dengan komposisi 99,99% setelah diambil dari produsen, dialirkan dan disimpan di tangki penyimpanan (T-01) untuk persediaan selama 7 hari pada suhu $30\text{ }^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dengan kapasitas fenol sebanyak 98.192,26 kg. Bahan baku karbon dioksida (CO_2) setelah diambil dari produsen, dialirkan dan disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-02) untuk persediaan selama 7 hari dengan kapasitas CO_2 sebanyak 43.985,63 kg. Bahan baku tambahan seperti, natrium hidroksida (NaOH) dengan komposisi 98% setelah dikirim dari produsen, ditransportasikan dan disimpan di dalam bin (B-01) untuk persediaan selama 1 bulan pada suhu $30\text{ }^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dengan kapasitas NaOH sebanyak 178.823,58 kg. Bahan baku asam sulfat (H_2SO_4) setelah diambil dari produsen, dialirkan ke tangki penyimpanan (T-03) untuk persediaan selama 7 hari pada suhu $30\text{ }^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dengan kapasitas H_2SO_4 sebanyak 37.483,41 kg. Selanjutnya, bahan pendukung lain berupa karbon aktif digunakan sebagai penghilang warna pada produk yang keluar dari R-

02. Karbon aktif setelah diambil dari produsen, ditransportasikan dan disimpan di dalam bin (B-02) untuk persediaan selama 1 bulan pada suhu 30 °C dan tekanan 1 atm dengan kapasitas karbon aktif sebanyak 2.980,39 kg.

2. Tahap Reaksi

Natrium hidroksida (NaOH) dari bin (B-01) ditransportasikan menggunakan *Belt Conveyor* (BC-01) dan *Bucket Elevator* (BE-01) ke *Mixer* (M-01) untuk dicampurkan dengan air dari unit utilitas sehingga menghasilkan larutan NaOH 68% (w/w). NaOH 68% dialirkan ke reaktor (R-01) menggunakan pompa (P-01). Fenol (C₆H₅OH) dari tangki penyimpanan (T-01) dipanaskan menggunakan *heater* (HE-01) sehingga suhu menjadi 100 °C, setelah itu fenol dialirkan menggunakan pompa (P-02) menuju reaktor (R-01) untuk direaksikan dengan NaOH dengan suhu 100 °C dan tekanan 1 atm. Reaksi yang berlangsung adalah:



Produk dari reaksi yang terjadi di reaktor (R-01) adalah *sodium phenolate* dengan hasil samping air dan sedikit fenol, selanjutnya dialirkan menggunakan pompa (P-03) ke Evaporator (EV-01) untuk menguapkan air sebanyak 95% dengan suhu 140,98 °C dan tekanan 1 atm. Mengalirkan hasil dari EV-01 menggunakan pompa (P-04) menuju *Crystallizer* (CR-01) yang bertujuan untuk mengubah fase *sodium phenolate* menjadi bentuk padatan kristal. *Output* CR-01 yang berupa padatan kristal diangkut dengan *Screw Conveyor* (SC-01) menuju *Fluidized Bed Reactor* (R-02). Bahan baku

karbon dioksida (CO₂) dari tangki penyimpanan (T-02) dialirkan menggunakan *compressor* (C-01) menuju R-02 untuk direaksikan dengan padatan kristal *sodium phenolate* dengan suhu 190 °C dan tekanan 4,93 atm.

Reaksi yang terjadi adalah:



Output dari R-02 adalah *sodium salicylate* yang selanjutnya ditransportasikan dengan *Screw Conveyor* (SC-02) menuju tangki pencuci (M-03). Air dari utilitas serta karbon aktif dari bin (B-02) dimasukkan ke dalam tangki pencuci (M-03) yang dilengkapi dengan pengaduk untuk menghilangkan warna kuning dari *sodium salicylate*. Karbon aktif yang terlarut dalam larutan kemudian dipisahkan dengan *Rotary Drum Vacuum Filter* (F-01). Larutan produk dari F-01 dipanaskan di *heater* (HE-02) sehingga suhu larutan menjadi 60 °C, selanjutnya dialirkan ke reaktor (R-03) untuk direaksikan dengan asam sulfat (H₂SO₄) 60% pada suhu 60 °C dan tekanan 1 atm. Pengenceran H₂SO₄ dilakukan di *mixer* (M-02) dengan mencampurkan H₂SO₄ 98% dari tangki penyimpanan (T-03) dengan air dari unit utilitas. Reaksi yang terjadi adalah:



Hasil reaksi dari R-03 adalah asam salisilat dengan kadar rendah dalam air dengan hasil samping natrium sulfat.

3. Tahap Pemurnian Produk

Hasil reaksi dari R-03 dialirkan menuju *Centrifuge* (CG-01) untuk memisahkan asam salisilat dari larutan hasil reaksi. Selanjutnya larutan

dialirkan ke *Rotary Dryer* (RD-01) untuk menghilangkan kandungan air yang masih tersisa sehingga menghasilkan asam salisilat dengan kemurnian sebesar 99,5%. Setelah proses selesai, produk asam salisilat disimpan ke dalam bin (B-03).

3.2 Spesifikasi Alat Proses

1. Tangki Penyimpanan Fase Cair

Tabel 3. 1 Tangki Penyimpanan Fase Cair

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat		
		Tangki Penyimpanan 1 (T-01)	Tangki Penyimpanan 2 (T-02)	Tangki Penyimpanan 3 (T-03)
1	Fungsi	Menyimpan bahan baku fenol (C_6H_5OH), waktu penyimpanan 7 hari.	Menyimpan bahan baku karbon dioksida (CO_2) dengan waktu penyimpanan 7 hari.	Menyimpan bahan tambahan asam asetat (H_2SO_4) 98%, waktu penyimpanan 7 hari.
2	Jenis	Tangki silinder dengan <i>conical roof</i> dan <i>flat bottom</i>	<i>Spherical Tank</i>	Tangki silinder dengan <i>conical roof</i> dan <i>flat bottom</i>
3	Kondisi Operasi	1 atm, 30 °C	1 atm, 30 °C	1 atm, 30 °C
4	Fase	Cair	Gas	Cair
5	Jumlah Alat	1 buah	1 buah	1 buah
6	Material	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Stainless steel 316</i>
7	Volume	115,0749 m ³	145,5 m ³	25,8736 m ³
8	Diameter	6,096 m	6,53 m	3,048 m
9	Tinggi	5,4864 m	-	3,6576 m
10	Tebal <i>shell</i>	3/8 in	3/16 in	1/4 in
11	Tebal <i>head</i>	3/4 in	-	7/16 in
12	Harga	US\$ 51.024	US\$ 3.290.611	US\$ 65.752

2. Bin

Tabel 3. 2 Spesifikasi Bin

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat		
		Bin NaOH (B-01)	Bin karbon aktif (B-02)	Bin asam salisilat (B-03)
1	Fungsi	Menyimpan NaOH, waktu penyimpanan 1 bulan	Menyimpan karbon aktif, waktu penyimpanan 1 bulan	Menyimpan asam salisilat, waktu penyimpanan 1 hari
2	Jenis	Tangki silinder tegak dengan <i>bottom</i> kerucut	Tangki silinder tegak dengan <i>bottom</i> kerucut	Tangki silinder tegak dengan <i>bottom</i> kerucut
3	Kondisi operasi	1 atm, 30 °C	1 atm, 30 °C	1 atm, 30 °C
4	Fase	Padat	Padat	Padat
5	Jumlah alat	1 buah	1 buah	1 buah
6	Materail	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>	<i>Carbon Steel</i>
7	Volume	102.8857 m ³	1,0614 m ³	13,1471 m ³
8	Diameter	4,023 m	0.870 m	2,013 m
9	Tinggi total	8,7542 m	1,8932 m	4,3803 m
10	Tebal <i>shell</i>	5/16 in	3/16 in	3/16 in
11	Harga	US\$ 33.166	US\$ 3.943	US\$ 12.408

3. Mixer

Tabel 3. 3 Spesifikasi Mixer

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat		
		<i>Mixer NaOH (M-01)</i>	<i>Mixer H₂SO₄ (M-02)</i>	Tangki Pencuci (M-03)
1	Fungsi	Meralutkan NaOH <i>pellet</i> dengan H ₂ O, menjadi NaOH 68%	Mencampurkan H ₂ SO ₄ 98% dengan H ₂ O, menjadi H ₂ SO ₄ 60%	Mencampurkan <i>sodium salicylate</i> dengan H ₂ O dan karbon aktif untuk menghilangkan warna
2	Jenis	<i>Vertical tank</i> berpengaduk dengan <i>head</i> dan <i>bottom torispherical</i>	<i>Vertical tank</i> berpengaduk dengan <i>head</i> dan <i>bottom torispherical</i>	<i>Vertical tank</i> berpengaduk dengan <i>head</i> dan <i>bottom torispherical</i>
3	Kondisi operasi	1 atm, 100 °C	1 atm, 70,4 °C	1 atm, 30 °C
4	Waktu tinggal	15 menit	15 menit	15 menit
5	Jumlah alat	1 buah	1 buah	1 buah
6	Material	<i>Carbon Steel SA-333 Grade C</i>	<i>Stainless steel 316</i>	<i>Carbon steel SA-333 Grade C</i>
7	Volume	0,0647 m ³	0,0796 m ³	0,6624m ³
8	Diameter	0,4477 m	0,4477 m	0,8509 m
9	Tinggi total	0,9339 m	0,9311 m	1,6791 m
10	Tebal <i>shell</i>	3/16 in	3/16 in	1/4 in
11	Tebal <i>head</i>	3/16 in	3/16 in	1/4 in
12	Jenis pengaduk	<i>Three bladed propeller</i>	<i>Three bladed propeller</i>	<i>Turbine 6 blades disk standard</i>
13	Jumlah pengaduk	1 buah	1 buah	1 buah
14	<i>Power</i> motor	1 hp	1 hp	2 hp
15	Harga	US\$ 4.871	US\$ 118.168	US\$ 72.130

4. Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB)

Tabel 3. 4 Spesifikasi Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat	
		Reaktor 1 (R-01)	Reaktor 3 (R-03)
1	Fungsi	Mereaksikan fenol (C_6H_5OH) dengan NaOH 68% untuk menghasilkan <i>sodium phenolate</i>	Mereaksikan <i>sodium salicylate</i> dengan H_2SO_4 60% untuk menghasilkan asam salisilat ($C_7H_6O_3$)
2	Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
3	Kondisi operasi	1 atm, 100 °C	1 atm, 60 °C
4	Waktu tinggal	30 menit	2,5 jam
5	Jumlah alat	1 buah	1 buah
6	Material	<i>Carbon Steel</i>	<i>Stainless steel 316</i>
7	Volume	0,4981 m ³	7,5943 m ³
8	Diameter	0,8618 m	2,1177 m
9	Tinggi reaktor	1,6902 m	4,0715 m
10	Tebal <i>shell</i>	3/16 in	5/16 in
11	Tebal <i>head</i>	3/16 in	1/4 in
12	Jenis <i>head</i>	<i>Torispherical head</i>	<i>Torispherical head</i>
13	Jenis pengaduk	<i>Turbine 6 blades disk standard</i>	<i>Turbine 6 blades disk standard</i>
14	Jumlah pengaduk	1 buah	1 buah
15	<i>Power motor</i>	2,596 hp	15,126 hp
16	Harga	US\$ 13,568	US\$ 243,642

5. Reaktor 2 (R-02)

Fungsi : Mereaksikan *sodium phenolate* dengan gas karbon dioksida (CO_2) untuk menghasilkan *sodium salicylate*

Jenis : *Fluidized Bed Reactor*

Kondisi Operasi : 4,93 atm, 190 °C

Waktu tinggal : 1,3 jam

Jumlah alat : 1

Material	: <i>Stainless steel 316</i>
Volume reaksi	: 0,2782 m ³
Tinggi total reaktor	: 3,312 m
Diameter <i>freeboard</i>	: 0,40 m
Tinggi <i>freeboard</i>	: 2,09 m
Tinggi zona reaksi	: 1,75 m
Diameter zona reaksi	: 0,228 m
Tinggi <i>head</i> atas	: 0,1615 m
Tinggi <i>head</i> bawah	: 0,102 m
Tebal <i>shell</i>	: 0,38 m
Harga	: US\$ 375.725

6. Evaporator (EV-01)

Fungsi	: Menguapkan sebagian kandungan air dari R-01
Jenis	: <i>Long tube</i> Evaporator
Kondisi Operasi	: 1 atm, 140,88 °C
Waktu tinggal	: 2 menit
Jumlah alat	: 1 buah
Material	: <i>Stainless steel 316</i>
Volume	: 45,8964 m ³
Diameter	: 3,4925 m
Tinggi total	: 5,9093 m
Tebal <i>shell</i>	: ¼ in

Tebal <i>head</i>	: 5/16 in
Jenis head	: <i>Torispherical flanged and dished head</i>
Harga	: US\$ 342.327

7. *Crystallizer (CR-01)*

Fungsi	: Menguapkan air dan memekatkan output EV-01 dari larutannya
Jenis	: <i>Swanson Walker Crystallizer</i>
Kondisi Operasi	: 1 atm, 100 °C
Waktu tinggal	: 1,77 jam
Jumlah alat	: 1 buah
Material	: <i>Stainless steel SA-240 Grade C</i>
Diameter	: 0,6096 m
Panjang <i>crystallizer</i>	: 3,048 m
<i>Power</i> pengaduk	: 0,05 hp
Harga	: US\$ 90.104

8. *Rotary Drum Vacuum Filter (F-01)*

Fungsi	: Memisahkan antara karbon aktif (cake) dengan larutan <i>sodium salicylate</i> (filtrat) hasil dari M-03
Jenis	: <i>Rotary drum vacuum filter</i>
Kondisi Operasi	: 30 °C
Jumlah alat	: 1 buah

Material	: <i>Stainless Steel 316</i>
Diameter	: 2,3286 m
Panjang	: 2,3286 m
Kecepatan putaran	: 1,3 rpm
Waktu siklus	: Tahap filtrasi : 21,2 detik <i>First dewatering</i> : 2,44 detik Tahap <i>washing</i> : 8,60 detik <i>Second dewatering</i> : 12,90 detik
<i>Power blower</i>	: 0,05 hp
Harga	: US\$ 221.956

9. *Centrifuge* (CG-01)

Fungsi	: Memisahkan asam salisilat ($C_7H_6O_3$) dari larutan hasil reaksi
Jenis	: <i>Solid bowl (basket)</i>
Kondisi Operasi	: 1 atm, 60 °C
Waktu tinggal	: 0,5 menit
Jumlah alat	: 1 buah
Material	: <i>Stainless steel</i>
Diameter <i>bowl</i>	: 0,7622 m
Panjang <i>bowl</i>	: 2,2866 m
<i>Power Scroll Conveyor</i>	: 7,5 hp
Harga	: US\$ 188.326

10. *Rotary Dryer* (RD-01)

Fungsi	: Mengurangi kadar air dari produk asam salisilat menjadi 0,3%
Jenis	: <i>Direct contact rotary dryer, counter current</i>
Kondisi Operasi	: 1 atm, 85 °C
Waktu tinggal	: 42 menit
Jumlah alat	: 1 buah
Material	: <i>Stainless steel 316</i>
Diameter	: 1,7342 m
Panjang <i>rotary dryer</i>	: 11,6936 m
Tebal <i>shell</i>	: 3/16 in
Kemiringan <i>dryer</i>	: 0,0615 m/m
Tinggi <i>flight</i>	: 0,1445 m
Jumlah <i>flight</i>	: 1,7342 m
<i>Power dryer</i>	: 1,5 hp
Harga	: US\$ 122.459

11. *Screw Conveyor***Tabel 3. 5** Spesifikasi *Screw Conveyor*

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat			
		SC-01	SC-02	SC-03	SC-04
1	Fungsi	Mengangkut <i>sodium phenolate</i> dari CR-01 ke R-02	Mengangkut <i>sodium salicylate</i> dari R-02 menuju M-03	Mengangkut output dari CG-01 menuju RD-01	Mengangkut produk asam salisilat dari RD-01 menuju B-03
2	Jenis	<i>Helicoid Screw Conveyor</i>	<i>Helicoid Screw Conveyor</i>	<i>Helicoid Screw Conveyor</i>	<i>Helicoid Screw Conveyor</i>
3	Kondisi operasi	100 °C	190 °C	45 °C	55 °C
4	Jumlah alat	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
5	Material	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
6	Diameter	0,0762 m	0,0762 m	0,0762 m	0,0762 m
7	Panjang	5 m	8 m	5 m	5 m
8	Kapasitas putaran	250 rpm	250 rpm	250 rpm	250 rpm
9	<i>Power conveyor</i>	0,25 hp	0,5 hp	0,25 hp	0,25 hp
10	Harga	US\$ 2.203	US\$ 2.203	US\$ 2.203	US\$ 2.203

12. Belt Conveyor

Tabel 3. 6 Spesifikasi *Belt Conveyor*

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat	
		BC-01	BC-02
1	Fungsi	Mengangkut NaOH dari B-01 menuju M-01	Mengangkut karbon aktif dari B-02 menuju M-03
2	Jenis	<i>Horizontal Belt Conveyor</i>	<i>Horizontal Belt Conveyor</i>
3	Kondisi operasi	30 °C	30 °C
4	Jumlah alat	1 buah	1 buah
5	Material	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
6	Waktu operasi	30 menit	30 menit
7	Panjang	9,15 m	9,15 m
8	Lebar	0,3556 m	0,3556 m
9	Kapasitas <i>conveyor</i>	0,2922 ton/jam	0,2922 ton/jam
10	<i>Power conveyor</i>	5 hp	5 hp
11	Harga	US\$ 2.203	US\$ 2.203

13. *Bucket Elevator***Tabel 3. 7** Spesifikasi *Bucket Elevator*

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat			
		BE-01	BE-02	BE-03	BE-04
1	Fungsi	Mengangkut NaOH dari SC-01 menuju M-01	Mengangkut produk R-02 dari SC-02 menuju M-03	Mengangkut karbon aktif dari BC-02 menuju M-03	Mengangkut produk asam salisilat dari SC-04 menuju B-03
2	Jumlah alat	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
3	Material	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
4	Ukuran <i>bucket</i>	8 x 5,5 x 7,75 in	8 x 5,5 x 7,75 in	8 x 5,5 x 7,75 in	8 x 5,5 x 7,75 in
5	Diameter <i>shaft</i>	<i>Head:</i> 0,0619 in	0,0619 in	0,0619 in	0,0619 in
		<i>Tail:</i> 0,0429 in	0,0429 in	0,0429 in	0,0429 in
6	Diameter <i>pulley</i>	<i>Head:</i> 0,5207 in	0,5207 in	0,5207 in	0,5207 in
		<i>Tail:</i> 0,3556 in	0,3556 in	0,3556 in	0,3556 in
7	Tinggi <i>elevator</i>	1,5 m	2,5 m	2,5 m	5 m
8	Kecepatan <i>elevator</i>	1,1479 ft/min	4,4022 ft/min	0,0195 ft/min	2,9762 ft/min
9	Power <i>elevator</i>	0,05 hp	0,05 hp	0,05 hp	0,05 hp
10	Harga	US\$ 11.828	US\$ 11.828	US\$ 11.828	US\$ 11.828

14. Heater Exchanger

Tabel 3. 8 Spesifikasi Heat Exchanger

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat		
		HE-01	HE-02	CL-01
1	Fungsi	Memanaskan fenol dari T-01 menuju R-01 dari suhu 30 °C menjadi 100 °C	Memanaskan output dari F-01 menuju R-03 dari suhu 30 °C menjadi 60 °C	Mendinginkan output M-02, yaitu H ₂ SO ₄ 60% dari suhu 70,4 °C menjadi 60 °C
2	Jenis	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>	<i>Double pipe heat exchanger</i>
3	Jumlah alat	1 buah	1 buah	1 buah
4	Material	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>	<i>Stainless steel</i>
Spesifikasi <i>annulus</i> :				
5	Aliran fluida:	<i>hot fluid (steam)</i>	<i>hot fluid (steam)</i>	<i>cold fluid (air pendingin)</i>
	Flow area:	0,0082 ft ²	0,0082 ft ²	0,0082 ft ²
	Diameter:	0,9138 in	0,9138 in	0,9138 in
	Pressure drop:	0,101 psi	0,2812 psi	0,0222 psi
Spesifikasi <i>inner pipe</i> :				
6	Aliran fluida:	<i>cold fluid (umpan Fenol)</i>	<i>cold fluid (output F-01)</i>	<i>hot fluid (H₂SO₄ 60%)</i>
	Flow area:	0,0104 ft ²	0,0104 ft ²	0,0104 ft ²
	Diameter:	1,380 in	1,380 in	1,380 in
	Pressure drop:	0,0946 psi	0,0106 psi	0,0376 psi
7	Jumlah <i>hairpin</i>	2 buah	8 buah	1 buah
8	Luas transfer panas	8,0080 ft ²	26,7023 ft ²	4,3875 ft ²
9	Harga	US\$ 1.855	US\$ 2.667	US\$ 1.276

15. *Heater* (HE-03)

Fungsi : Menaikkan temperatur udara dari 30 °C menjadi
140 °C sebelum dimasukkan ke RD-01

Jumlah alat : 1 buah

Tipe alat : *Shell and tube heat exchanger*

Material : *Stainless steel*

Spesifikasi *shell* :

Aliran fluida : *cold fluid (steam)*

ID *shell* : 23,25 in

Pitch : 1,56 in, *triangular*

Pass : 2

Baffle space : 12 in

Pressure drop : 0,0016 psi

Spesifikasi *tube* :

Aliran fluida : *cold fluid* (udara)

OD *tube* : 1,25 in

ID *tube* : 0,782 in

Panjang : 20 ft

Pass : 2

Pressure drop : 0,3075 psi

Luas transfer panas : 1230.40 ft²

Harga : US\$ 214.419

16. *Blower* (BL-01)

Fungsi	: Menghisap udara untuk diumpankan ke dalam HE-03
Jumlah alat	: 1 buah
Tipe alat	: <i>Backward curve blade centrifugal blower</i>
Material	: <i>Carbon steel</i>
Rate udara	: 41265,4174 kg/jam
Tekanan <i>blower</i>	: 7,4360 psi
<i>Power blower</i>	: 20 hp
Harga	: US\$ 37.457

17. *Compressor* (C-01)

Fungsi	: Menaikkan tekanan CO ₂ sebelum masuk ke R-02
Tipe alat	: - <i>Reciprocating compressor</i> - <i>centrifugal single stage</i>
Material	: <i>Stainless steel</i>
Jumlah <i>stage</i>	: 1 buah
Tekanan	:
Input	: 1 atm
Output	: 4,93 atm
Suhu	:
Input	: 303 K
Output	: 463,15 K

Power : 0,5 hp
Harga : US\$ 928

18. Pompa

Tabel 3. 9 Spesifikasi Pompa

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat			
		P-01	P-02	P-03	P-04
1	Fungsi	Mengalirkan NaOH 68% dari M-01 ke R-01	Mengalirkan fenol dari T-01 menuju R-01	Mengalirkan output R-01 menuju EV-01	Mengalirkan output EV-01 menuju CR-01
2	Jenis	<i>Screw pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
3	Material	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
4	Jumlah alat	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
5	Pipa standar:				
	IPS:	1,00 in	1,00 in	1,00 in	1,00 in
	No. Sch:	40	40	40	40
	ID:	1,049 in	1,049 in	1,049 in	1,049 in
6	<i>Friction head</i>	0,0479 ft.lbf/lbm	0,310 ft.lbf/lbm	0,6558 ft.lbf/lbm	0,4816 ft.lbf/lbm
7	<i>Pressure head</i>	0 ft.lbf/lbm	0 ft.lbf/lbm	0 ft.lbf/lbm	0 ft.lbf/lbm
8	<i>Potential head</i>	5,2909 ft	5,2909 ft	19,3873 ft	3,2808 ft
9	<i>Velocity head</i>	0,0026 ft.lbf/lbm	0,0180 ft.lbf/lbm	0,0390 ft.lbf/lbm	0,0228 ft.lbf/lbm
10	<i>Head pompa</i>	5,3414 ft. lbf/lbm	5,6197 ft. lbf/lbm	20,0821 ft. lbf/lbm	3,7852 ft lbf/lbm
11	<i>Power</i>	0,25 hp	0,125 hp	0,75 hp	0,125 hp
12	Harga	US\$ 3.943	US\$ 3.943	US\$ 3.943	US\$ 4.639

Tabel 3. 10 Spesifikasi Pompa

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat			
		P-05	P-06	P-07	P-08
1	Fungsi	Mengalirkan output M-03 menuju F-01	Mengalirkan output F-01 menuju R-03	Mengalirkan H ₂ SO ₄ 98% dari T-03 menuju M-02	Mengalirkan larutan H ₂ SO ₄ dari M-02 menuju R-03
2	Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Screw pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
3	Material	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
4	Jumlah alat	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
5	Pipa standar:				
	IPS:	1,20 in	1,20 in	1,00 in	1,00 in
	No. Sch:	40	40	40	40
	ID:	1,380 in	1,380 in	1,049 in	1,049 in
6	<i>Friction head</i>	1,9082 ft.lbf/lbm	1,9122 ft.lbf/lbm	0,0152 ft.lbf/lbm	0,0801 ft.lbf/lbm
7	<i>Pressure head</i>	0 ft.lbf/lbm	0 ft.lbf/lbm	0 ft.lbf/lbm	0 ft.lbf/lbm
8	<i>Potential head</i>	12,0079 ft	12,6095 ft	3,0547 ft	12,6095 ft
9	<i>Velocity head</i>	0,0893 ft.lbf/lbm	0,0895 ft.lbf/lbm	0,0009 ft.lbf/lbm	0,0039 ft.lbf/lbm
10	<i>Head pompa</i>	14.0054 ft lbf/lbm	14,6111 ft lbf/lbm	3,0708 ft lbf/lbm	12,6935 ft lbf/lbm
11	<i>Power</i>	0,75 hp	0,75 hp	0,05 hp	0,167 hp
12	Harga	US\$ 4.639	US\$ 3.943	US\$ 3.943	US\$ 3.943

Tabel 3. 11 Spesifikasi Pompa

No	Spesifikasi Alat	Nama Alat			
		P-09	P-01a	P-01b	P-01c
1	Fungsi	Mengalirkan output dari R-03 menuju CG-01	Mengalirkan air dari utilitas menuju M-01	Mengalirkan air dari utilitas menuju M-02	Mengalirkan air dari utilitas ke M-03
2	Jenis	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>	<i>Centrifugal pump</i>
3	Material	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>	<i>Commercial steel</i>
4	Jumlah alat	1 buah	1 buah	1 buah	1 buah
5	Pipa standar:				
	IPS:	1,25 in	1,00 in	1,00 in	1,50 in
	No. Sch:	40	40	40	40
	ID:	1,610 in	1,049 in	1,049 in	1,610 in
6	<i>Friction head</i>	1,0310 ft.lbf/lbm	0,0116 ft.lbf/lbm	0,0234 ft.lbf/lbm	0,5950 ft.lbf/lbm
7	<i>Pressure head</i>	0 ft.lbf/lbm	0 ft.lbf/lbm	0 ft.lbf/lbm	0 ft.lbf/lbm
8	<i>Potential head</i>	3,2808 ft	3,0640 ft	3,0545 ft	5,5089 ft
9	<i>Velocity head</i>	0,0575 ft.lbf/lbm	0,0007 ft.lbf/lbm	0,0012 ft.lbf/lbm	0,0283 ft.lbf/lbm
10	<i>Head pompa</i>	4,3693 ft lbf/lbm	3,0763 ft lbf/lbm	3,0791 ft lbf/lbm	6,1321 ft lbf/lbm
11	<i>Power</i>	0,25 hp	0,05 hp	0,05 hp	0,25 hp
12	Harga	US\$ 4.986	US\$ 3.943	US\$ 3.943	US\$ 4.986

3.3 Perencanaan Produksi

Dalam menyusun rencana produksi ada dua hal yang perlu diperhatikan, yaitu faktor eksternal dan faktor internal. Faktor eksternal adalah faktor yang menyangkut kemampuan pasar terhadap jumlah produk yang dihasilkan, sedangkan faktor internal adalah kemampuan pabrik.

1. Kemampuan Pasar

Dapat dibagi menjadi 2 kemungkinan, yaitu:

- a. Kemampuan pasar lebih besar dibandingkan kemampuan pabrik, maka rencana produksi disusun secara maksimal.
- b. Kemampuan pasar lebih kecil dibandingkan kemampuan pabrik.

Oleh karena itu perlu dicari alternatif untuk menyusun rencana produksi, misalnya :

- Rencana produksi sesuai dengan kemampuan pasar atau produksi diturunkan sesuai kemampuan pasar dengan mempertimbangkan untung dan rugi.
- Rencana produksi tetap dengan mempertimbangkan bahwa kelebihan produksi disimpan dan dipasarkan tahun berikutnya.
- Mencari daerah pemasaran.

2. Kemampuan Pabrik

Pada umumnya pabrik ditentukan oleh beberapa faktor, antara lain:

- a. Material (bahan baku)

Pemakaian material yang memenuhi kualitas dan kuantitas, maka akan tercapai target produksi yang diinginkan.

b. Manusia (tenaga kerja)

Kurang terampilnya tenaga kerja akan menimbulkan kerugian pabrik, untuk itu perlu dilakukan pelatihan atau training pada karyawan agar keterampilannya meningkat.

c. Mesin (peralatan)

Ada dua hal yang mempengaruhi keandalan dan kemampuan mesin, yaitu jam kerja mesin efektif dan kemampuan mesin. Jam kerja efektif adalah kemampuan suatu alat untuk beroperasi pada kapasitas yang diinginkan pada periode tertentu. Kemampuan mesin adalah kemampuan suatu alat dalam proses produksi.

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik didasarkan atas beberapa pertimbangan yang lebih menguntungkan baik dari segi teknis maupun ekonomis. Keberadaan suatu pabrik juga akan berpengaruh pada keadaan masyarakat dan lingkungan di sekitarnya. Beberapa pertimbangan yang diperlukan untuk pemilihan lokasi pabrik antara lain : pabrik dekat dengan sumber bahan baku, letak dengan pasar penunjang, transportasi, tenaga kerja, kondisi sosial dan kemungkinan pengembangan di masa mendatang.

Pabrik asam salisilat dari fenol, natrium hidroksida, karbon dioksida dan asam sulfat ini direncanakan akan dibangun di kawasan Indramayu, Jawa Barat. Berikut ini adalah peta daerah lokasi pabrik:



Gambar 4. 1 Lokasi Pabrik Asam Salisilat

4.1.1 Faktor Penentuan Lokasi Pabrik

1. Ketersediaan Bahan Baku dan Lokasi Pemasaran.

Lokasi pasokan bahan baku dan lokasi pemasaran merupakan hal yang penting untuk dijadikan pertimbangan dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Pabrik dapat didirikan dengan orientasi lokasi mendekati sumber bahan baku untuk mempermudah *supply* bahan baku yang kontinyu, atau mendekati pasar penjualan produk untuk mempermudah distribusi produk.

Pada perencanaan pendirian pabrik ini bahan baku menjadi prioritas dibandingkan dengan lokasi pemasaran. Hal ini dikarenakan perbandingan massa bahan baku dan produk yang cukup besar sehingga dibutuhkan usaha yang lebih untuk memindahkan bahan baku.

Bahan baku dari pabrik ini adalah fenol dengan kemurniaan 99,99% yang tersedia dalam jumlah besar dari PT Kumenindo Kridanusa dengan kapasitas produksi 160.000 ton/tahun di Balongan, Indramayu. Natrium hidroksida dengan kemurnian 98% diperoleh dari PT Asahimas Subentra Chemicals dengan kapasitas produksi sebesar 700.000 ton/tahun di Cilegon. Karbon dioksida dari Pertamina RU VI dengan kapasitas produksi 1.777.470 kg/jam. Asam sulfat dengan kemurnian 98% diproduksi oleh PT Petrokimia Gresik dengan kapasitas produksi 1.170.000 ton/tahun di Gresik.

Meskipun pabrik ini didirikan dengan orientasi bahan baku, pemasaran produk tetap menjadi perhatian. Pemasaran produk ini dapat didistribusikan melalui jalur darat dan laut.

2. Utilitas

Utilitas yang diperlukan antara lain air, bahan bakar dan listrik. Kebutuhan air sebagai air proses, air sanitasi air pembersih, dan air pendingin dapat dipenuhi dengan baik dan murah karena area kawasan ini memiliki sumber aliran sungai, yaitu Sungai Cimanuk. Sarana yang lain seperti bahan bakar dan listrik dapat diperoleh dengan cukup mudah.

3. Transportasi

Sarana transportasi yang memadai dibutuhkan baik untuk *supply* bahan baku maupun untuk distribusi produk ke pasaran. Transportasi yang dapat digunakan meliputi jalur darat dengan melewati Jalan Raya Indramayu menggunakan truk atau menggunakan kereta api, jalur laut dengan kapal melalui pelabuhan *Jetty Propylene* yang berada di Indramayu.

4. Tenaga kerja dan buruh

Sumber daya manusia yang tersedia juga menjadi salah satu aspek pertimbangan pemilihan lokasi pabrik. Tenaga kerja merupakan pelaku utama dalam proses industri sehingga keberadaannya akan memperlancar jalannya proses produksi. Perlu dipertimbangkan mengenai besarnya upah minimum regional di daerah berdirinya pabrik untuk menjamin terpenuhinya hak pegawai.

Jumlah penduduk di Indramayu di tahun 2014 sebanyak 1.671.491 jiwa terdiri dari laki-laki sejumlah 880.024 jiwa dan perempuan 828.857 jiwa.

(sumber:<http://www.infoindramayu.com/statistikkependudukankabupaten-indramayu/>, 2016).

Upah minimum Kabupaten Indramayu, sebesar Rp 2.117.000 yang berasal dari Keputusan Gubernur Nomor: 561/Kep. 1220 Yangbangsos/2018, UMK 2019 Jawa Barat mengikuti Peraturan Pemerintah Nomor 78 Tahun 2015 tentang Pengupahan. (sumber: <http://www.gajiumr.com/gaji-umr-jawa-barat>, 2018).

5. Kondisi Tanah dan Daerah

Kondisi tanah di daerah Indramayu relatif masih luas dan merupakan tanah datar sangat menguntungkan. Selain itu, Kota Indramayu merupakan salah satu kawasan industri di Indonesia sehingga pengaturan mengenai dampak lingkungan dapat dilaksanakan dengan baik.

6. Keadaan geografis dan iklim

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan temperatur udara berkisar 20 – 30 °C.

4.1.2 Faktor Penunjang Lokasi Pabrik

Faktor penunjang tidak secara langsung berperan dalam proses industri, akan tetapi sangat berpengaruh dalam kelancaran proses produksi dari pabrik itu sendiri. Faktor-faktor penunjang yang meliputi:

1. Perluasan Areal Pabrik

Perluasan pabrik dan penambahan bangunan di masa mendatang harus sudah masuk dalam pertimbangan awal. Sehingga sejumlah area khusus

sudah harus dipersiapkan sebagai perluasan pabrik bila suatu saat dimungkinkan pabrik menambah peralatannya untuk menambah kapasitas.

2. Perijinan

Lokasi pabrik dipilih pada daerah khusus untuk kawasan industri, sehingga memudahkan dalam perijinan pendirian pabrik. Pengaturan tata letak pabrik merupakan bagian yang penting dalam proses pendirian pabrik, hal-hal yang perlu diperhatikan antara lain:

- Segi keamanan kerja terpenuhi.
- Pengoperasian, pengontrolan, pengangkutan, pemindahan maupun perbaikan semua peralatan proses dapat dilakukan dengan mudah dan aman.
- Pemanfaatan areal tanah se-efisien mungkin.
- Transportasi yang baik dan efisien.

3. Prasarana dan Fasilitas Sosial

Prasarana seperti jalan dan transportasi lainnya harus tersedia, demikian juga fasilitas sosial seperti sarana kesehatan, pendidikan, ibadah, hiburan, bank dan perumahan sehingga dapat meningkatkan kesejahteraan dan taraf hidup.

4.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan suatu pengaturan yang optimal dari seperangkat fasilitas-fasilitas dalam pabrik. Tata letak pabrik yang tepat sangat penting untuk mendapatkan efisiensi, keselamatan, dan kelancaran kerja para pekerja serta keselamatan proses. Selain peralatan yang ada pada *flow sheet*, beberapa bangunan

seperti kantor, kantin, masjid laboratorium, bengkel dan sebagainya hendaknya ditempatkan sesuai dengan prosedur keamanan dan kenyamanan.

Tata letak pabrik asam salisilat ini meliputi area proses, ruang kontrol, perkantoran, gudang, bengkel, area utilitas, dan sarana – sarana yang lain dirancang dengan mempertimbangkan hal – hal sebagai berikut :

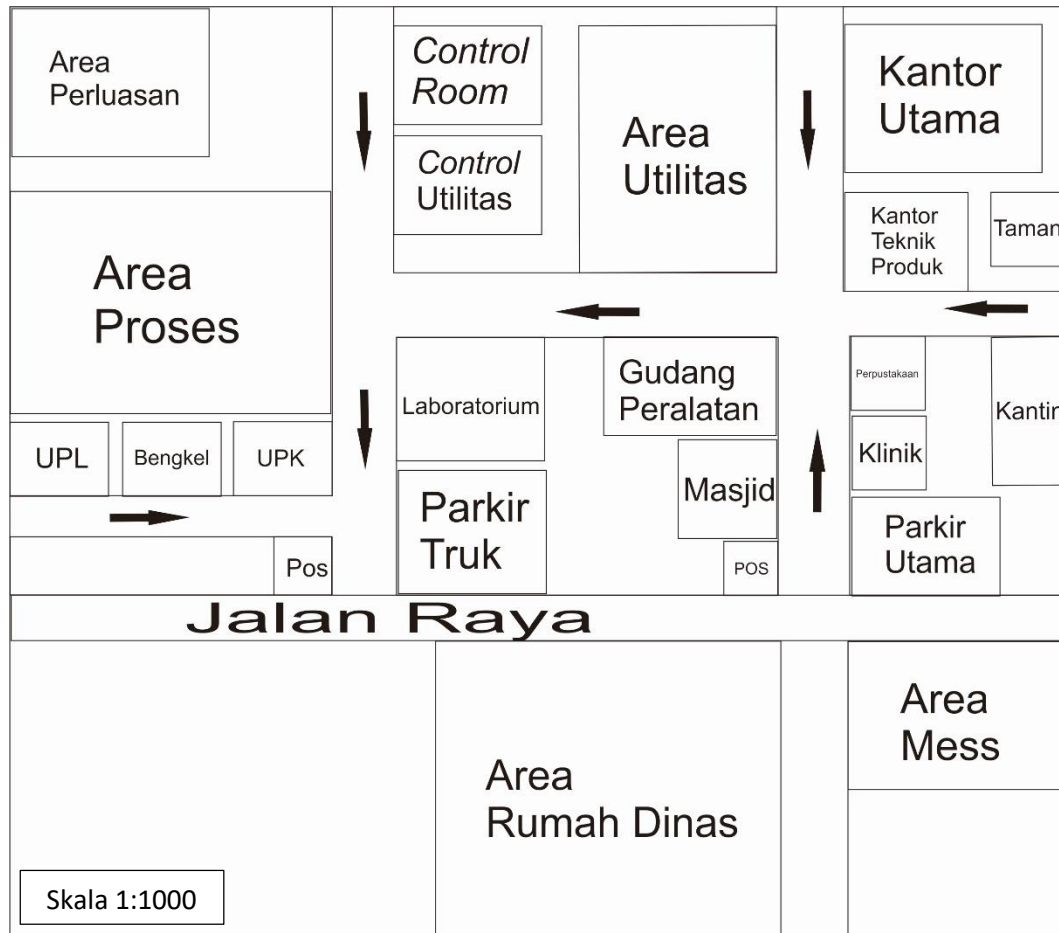
1. Lokasi area proses, perkantoran dan bagian yang lain diatur agar operasional masing – masing bagian dapat berjalan dengan baik.
2. Letak masing-masing alat produksi sedemikian sehingga memberikan kelancaran dan keamanan bagi tenaga kerja.
3. Letak alat harus mempertimbangkan faktor *maintenance* yang memberikan area yang cukup dalam pembongkaran, penambahan alat bantu terutama pada saat *turn around* pabrik.
4. Alat-alat yang berisiko tinggi harus diberi jarak yang cukup sehingga aman dan mudah mengadakan penyelamatan jika terjadi kecelakaan, kebakaran dan sebagainya.
5. Letak alat-alat ukur dan alat kontrol harus mudah dijangkau operator. Letak kantor dan tangki produk, bahan baku serta bahan penunjang harus mudah dijangkau dari jalan utama.
6. Unit utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari area proses sehingga dapat menjamin operasi berjalan dengan aman.
7. Jalan-jalan dalam pabrik harus cukup lebar dan memperhatikan faktor keselamatan manusia, sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan

dengan baik. Perlu dipertimbangkan juga adanya jalan pintas jika terjadi keadaan darurat.

8. Penempatan peralatan pabrik harus mempertimbangkan adanya penambahan unit baru, sehingga tidak menimbulkan kesulitan di masa yang akan datang.

Tabel 4. 1 Perincian Luas Tanah

No.	Lokasi	Panjang	Lebar	Luas
		m	m	m ²
1	Area Proses	65	45	2925
2	Area Utilitas	50	40	2000
3	Bengkel	20	15	300
5	Gudang Peralatan	35	20	700
6	Kantin	30	15	450
7	Kantor Teknik dan Produksi	25	20	500
8	Kantor Utama	40	30	1200
9	Laboratorium	30	25	750
10	Parkir Utama	30	20	600
11	Parkir Truk	30	25	750
12	Perpustakaan	15	15	225
13	Poliklinik	15	15	225
14	Pos Keamanan	15	10	150
15	Control Room	30	20	600
16	Control Utilitas	30	20	600
17	Area Rumah Dinas	70	60	4200
18	Area Mess	40	30	1200
19	Masjid	20	20	400
20	Unit Pemadam Kebakaran	20	15	300
21	Unit Pengolahan Limbah	20	15	300
22	Taman	15	15	225
23	Jalan	100	10	1000
24	Daerah Perluasan	40	30	1200
	Luas Tanah			20800
	Luas Bangunan			17025
	Total			39825



Gambar 4. 2 Layout Pabrik Asam Salisilat

4.3 Tata Letak Alat Proses

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

1. Aliran bahan baku dan produk

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

2. Aliran udara

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

3. Pencahayaan

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

4. Lalu lintas manusia dan kendaraan

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

5. Pertimbangan Ekonomi

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

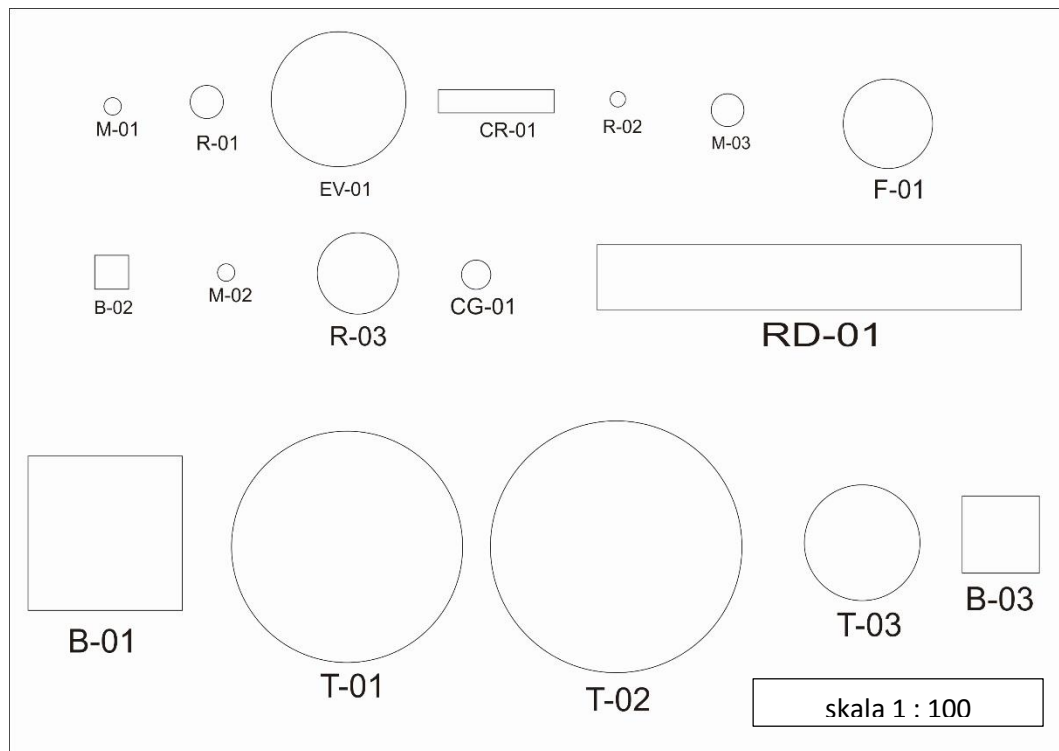
6. Jarak antar alat proses

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

Tata letak proses harus dirancang sedemikian rupa sehingga:

1. Kelancaran proses produksi dapat terjamin.
2. Dapat mengefektifkan penggunaan luas lantai.
3. Biaya material handling menjadi rendah, sehingga menyebabkan menurunnya pengeluaran untuk capital yang tidak penting.
4. Jika tata letak peralatan proses sedemikian rupa sehingga urutan proses produksi lancar, maka perusahaan tidak perlu untuk memakai alat angkut dengan biaya mahal.
5. Karyawan mendapatkan kepuasan kerja.

Skema tata letak alat proses ditunjukkan pada gambar 4.3.



Gambar 4. 3 Tata Letak Alat Proses Pabrik Asam Salisilat

Keterangan :

- | | |
|--------------------------------|---|
| 1. <i>Mixer</i> -01 (M-01) | 10. <i>Centrifuge</i> (CG-01) |
| 2. Reaktor-01 (R-01) | 11. <i>Rotary Dryer</i> (RD-01) |
| 3. Evaporator (EV-01) | 12. <i>Rotary Drum Vacuum Filter</i> (F-01) |
| 4. <i>Crystallizer</i> (CR-01) | 13. Bin NaOH (B-01) |
| 5. Reaktor-02 (R-02) | 14. Tangki Fenol (T-01) |
| 6. <i>Mixer</i> -03 (M-03) | 15. Tangki karbon dioksida (T-02) |
| 7. Bin karbon aktif (B-02) | 16. Tangki asam sulfat 98% (T-03) |
| 8. <i>Mixer</i> -02 (M-02) | 17. Bin asam salisilat (B-03) |
| 9. Reaktor-03 (R-03) | |

4.4 Aliran Proses dan Material

4.4.1 Neraca Massa Total

Tabel 4. 2 Neraca Massa Total

Komponen	Neraca Massa																								
	Nomor Anus																								
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25
Karbon dioksida										261,82	341,5														
Air	4,87	109,72	114,59	0,58	224,74	213,51	11,24	11,24					1.655,77		1.655,77	0,73	1.655,04	4,55	144,19	148,74	1.803,79	1.713,60	90,19	88,39	1,80
Fenol				583,89	11,68		11,68		11,68		11,68														
Natrium Hidroksida	243,50		243,50																223,12		223,12				
Asam sulfat																									
Natrium Sulfat																						323,29	322,64	0,65	0,65
Sodium Phenolate					706,14		706,14		706,14			105,92			105,92		105,92				105,92	105,92			0,50
Sodium Salicylate												827,89			827,89		827,89				99,35	98,85	0,50		
Asam salisilat																					628,37		628,37		628,37
Karbon Aktif														4,14	4,14	4,14									
Massa total	248,37	109,72	358,09	584,48	942,56	213,51	729,05	11,24	717,82	261,82	458,3	933,81	1.655,77	4,14	2.593,72	4,87	2.588,85	227,67	144,19	371,86	2.960,71	2.241,01	719,70	88,39	631,31

4.4.2 Neraca Massa Peralat

1. *Mixer* Pelarutan NaOH (M-01)

Tabel 4. 3 Tabel Neraca Massa *Mixer* (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
NaOH	243,50		243,50
H ₂ O	4,87	109,72	114,59
	248,37	109,72	358,09
Total	358,09		358,09

2. Reaktor Sintesa *Sodium Phenolate* (R-01)

Tabel 4. 4 Tabel Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
NaOH	243,50		
H ₂ O	114,59	0,58	224,74
C ₆ H ₅ OH		583,89	11,68
C ₆ H ₅ ONa			706,14
	358,09	584,48	942,56
Total	942,56		942,56

3. Evaporator (EV-01)

Tabel 4. 5 Tabel Neraca Massa Evaporator (EV-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 5	Arus 6	Arus 7
H ₂ O	224,74	213,51	11,24
C ₆ H ₅ OH	11,68		11,68
C ₆ H ₅ ONa	706,14		706,14
	942,56	213,51	729,05
Total	942,46	942,56	

4. *Crystallizer* (CR-01)**Tabel 4. 6** Tabel Neraca Massa *Crystallizer* (CR-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 7	Arus 8	Arus 8	Arus 9
H ₂ O	11,24	11,24		
C ₆ H ₅ OH	11,68			11,68
C ₆ H ₅ ONa	706,14			706,14
Total	729,05	11,24		717,82
	729,05		729,05	

5. Reaktor Sintesa *Sodium Salicylate* (R-02)**Tabel 4. 7** Tabel Neraca Massa Reaktor (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 9	Arus 10	Arus 11	Arus 12
C ₆ H ₅ OH	11,68		11,68	
C ₆ H ₅ ONa	706,14			105,92
CO ₂		261,82	34,15	
C ₇ H ₅ O ₃ Na				827,89
Total	717,82	261,82	45,83	933,81
	979,64		979,64	

6. *Mixer* Tangki Pelarutan (M-03)**Tabel 4. 8** Tabel Neraca Massa *Mixer* (M-03)

Komponen	Input (kg/jam)			Output (kg/jam)
	Arus 12	Arus 13	Arus 14	Arus 15
C ₆ H ₅ ONa	105,92			105,92
C ₇ H ₅ O ₃ Na	827,89			827,89
H ₂ O		1.655,77		1.655,77
Karbon Aktif			4,14	4,14
Total	933,81	1.655,77	4,14	2.593,72
	2.593,72			2.593,72

7. *Rotary Drum Vacum Filter* (F-01)**Tabel 4. 9** Tabel Neraca Massa RDVF (F-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)	
	Arus 15	Arus 16	Arus 16	Arus 17
C ₆ H ₅ ONa	105,92			105,92
C ₇ H ₅ O ₃ Na	827,89			827,89
H ₂ O	1.655,77	0,73		1.655,04
Karbon Aktif	4,14	4,14		
Total	2.593,72	4,87		2.588,85
	2.593,72		2.593,72	

8. *Mixer* Tangki Pelarutan H₂SO₄ (M-02)**Tabel 4. 10** Tabel Neraca Massa *Mixer* (M-02)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 18	Arus 19	Arus 20
H ₂ SO ₄	223,12		223,12
H ₂ O	4,55	114,19	148,74
Total	227,67	114,19	371,86
	371,86		371,86

9. Reaktor Sintesa Asam Salisilat (R-03)

Tabel 4. 11 Tabel Neraca Massa Reaktor (R-03)

Komponen	Input (kg/jam)		Output (kg/jam)
	Arus 17	Arus 20	Arus 21
C ₆ H ₅ ONa	105,92		105,92
C ₇ H ₅ O ₃ Na	827,89		99,35
H ₂ O	1.655,04	148,74	1.803,79
H ₂ SO ₄		223,12	
C ₇ H ₆ O ₃			628,37
Na ₂ SO ₄			323,29
Total	2.588,85	371,86	2.960,71
	2.960,71		2.960,71

10. *Centrifuge* (CG-01)**Tabel 4. 12** Tabel Neraca Massa *Centrifuge* (CG-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 21	Arus 22	Arus 23
C ₆ H ₅ ONa	105,92	105,92	
C ₇ H ₅ O ₃ Na	99,35	98,85	0,50
H ₂ O	1.803,79	1.713,60	90,19
C ₇ H ₆ O ₃	628,37		628,37
Na ₂ SO ₄	323,29	322,64	0,65
Total	2.960,71	2.241,01	719,70
	2.960,71	2.960,71	

11. *Rotary Dryer* (RD-01)**Tabel 4. 13** Tabel Neraca Massa *Rotary Dryer* (RD-01)

Komponen	Input (kg/jam)	Output (kg/jam)	
	Arus 23	Arus 24	Arus 25
C ₇ H ₅ O ₃ Na	0,50		0,50
H ₂ O	90,19	88,39	1,80
C ₇ H ₆ O ₃	628,37		628,37
Na ₂ SO ₄	0,65		0,65
Total	719,70	88,39	631,31
	719,70	719,70	

4.4.3 Neraca Panas

1. Neraca Panas *Mixer* Tangki Pelarutan NaOH (M-01)

Tabel 4. 14 Tabel Neraca Panas *Mixer* (M-01)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
<i>Fresh</i> NaOH 98% (Arus 1)	1.560,41	NaOH 68% (Arus 3)	94.280,03
<i>Impuritis</i> (H ₂ O) (Arus 1)	124,39		
<i>Fresh</i> H ₂ O (Arus 2)	2.802,38		
Panas pelarutan	130.331,32		
		Pendingin yang dibutuhkan	40.538,47
Total	134.818,50	Total	134.818,50

2. Neraca Panas *Heater* (HE-01)

Tabel 4. 15 Tabel Neraca Panas *Heater* (HE-01)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
C ₆ H ₅ OH 99,99% (Arus 4)	1.284,17	C ₆ H ₅ OH 99,99% (Arus 4)	35.117,75
<i>Impuritis</i> (H ₂ O) (Arus 4)	14,91	<i>Impuritis</i> (H ₂ O) (Arus 4)	219,48
Panas yang dibutuhkan	33.833,58		
Total	35.337,23	Total	35.337,23

3. Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 4. 16 Tabel Neraca Panas Reaktor (R-01)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
NaOH 68% (Arus 3)	93.786,95	C ₆ H ₅ OH (Arus 5)	702,35
C ₆ H ₅ OH 99,99% (Arus 4)	35.117,75	C ₆ H ₅ ONa (Arus 5)	365,62
Impuritis (H ₂ O) (Arus 4)	219,48		
Panas pembentukan standar	1.694,64	H ₂ O (Arus 5)	85.548,60
		Pendingin yang dibutuhkan	45.270,22
Total	130.818,82	Total	130.818,82

4. Neraca Panas Evaporator (EV-01)

Tabel 4. 17 Tabel Neraca Panas Evaporator (EV-01)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
C ₆ H ₅ OH (Arus 5)	702,35	H ₂ O (Arus 6)	54.976,58
C ₆ H ₅ ONa (Arus 5)	365,62	C ₆ H ₅ OH (Arus 7)	1.326,50
H ₂ O (Arus 5)	84.480,63	C ₆ H ₅ ONa (Arus 7)	565,92
Panas steam masuk	543.919,31	H ₂ O (Arus 7)	6.438,77
		Panas laten	444.963,78
		Panas steam keluar	121.199,35
Total	629.467,91	Total	629.467,91

5. Neraca Panas *Crystallizer***Tabel 4. 18** Tabel Neraca Panas *Crystallizer* (CR-01)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
C ₆ H ₅ O (Arus 7)	1.324,50	C ₆ H ₅ OH (Arus 9)	702,35
C ₆ H ₅ ONa (Arus 7)	564,92	C ₆ H ₅ ONa (Arus 9)	365,62
H ₂ O (Arus 7)	6.438,77	H ₂ O (Arus 8)	1.857,48
		Pendingin yang dibutuhkan	5.402,74
Total	8.328,19	Total	8.328,19

6. Neraca Panas Reaktor (R-02)

Tabel 4. 19 Tabel Neraca Panas Reaktor (CR-01)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
C ₆ H ₅ OH (Arus 9)	233,36	C ₆ H ₅ OH (Arus 11)	887,23
C ₆ H ₅ ONa (Arus 9)	225,76	CO ₂ (Arus 11)	3.938,02
<i>Fresh</i> CO ₂ (Arus 10)	30.191,52	C ₆ H ₅ ONa (Arus 12)	74,83
		C ₇ HO ₃ Na (Arus 12)	551,93
Panas pembentukan standar	4.543,19	Pendingin yang dibutuhkan	29.742,81
Total	35.194,82	Total	35.194,82

7. Neraca Panas *Screw Conveyor Cooler***Tabel 4. 20** Tabel Neraca Panas *Screw Conveyor Cooler* (SC-02)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
C ₆ H ₅ ONa (Arus 12)	74,83	C ₆ H ₅ ONa (Arus 12)	2,27
C ₇ HO ₃ Na (Arus 12)	551,93	C ₇ HO ₃ Na (Arus 12)	16,73
		Pendingin yang dibutuhkan	607,76
Total	626,76	Total	626,76

8. Neraca Panas *Mixer* Tangki Pencuci (M-03)**Tabel 4. 21** Tabel Neraca Panas *Mixer* (M-03)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
C ₆ H ₅ ONa (Arus 12)	2,27	C ₆ H ₅ ONa (Arus 15)	2,27
C ₇ HO ₃ Na (Arus 12)	16,73	C ₇ HO ₃ Na (Arus 15)	26,73
<i>Fresh</i> H ₂ O (Arus 13)	42.291,86	H ₂ O (Arus 15)	42.291,86
Karbon aktif (Arus 14)	86,86	Karbon aktif (Arus 15)	86,86
Total	42.397,71	Total	42.397,71

9. Neraca Panas *Rotary Drum Vacum Filter* (F-01)**Tabel 4. 22** Tabel Neraca Panas *Rotary Drum Vacum Filter* (F-01)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
C ₆ H ₅ ONa (Arus 15)	2,27	Karbon aktif (Arus 16)	86,86
C ₇ HO ₃ Na (Arus 15)	16,73	H ₂ O (Arus 16)	18,66
H ₂ O (Arus 15)	42.291,86	C ₆ H ₅ ONa (Arus 17)	2,27
Karbon aktif (Arus 15)	86,85	C ₇ HO ₃ Na (Arus 17)	16,73
		H ₂ O (Arus 17)	42.273,20
Total	42.397,71	Total	42.397,71

10. Neraca Panas *Heater* (H-02)**Tabel 4. 23** Tabel Neraca Panas *Heater* (H-02)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
C ₆ H ₅ ONa (Arus 17)	2,27	C ₆ H ₅ ONa (Arus 17)	15,87
C ₇ HO ₃ Na (Arus 17)	16,73	C ₇ HO ₃ Na (Arus 17)	117,08
H ₂ O (Arus 17)	42.273,20	H ₂ O (Arus 17)	293.730,52
Panas yang dibutuhkan	251.571,28		
Total	293.863,47	Total	293.863,47

11. Neraca Panas *Mixer* Tangki Pelarutan H₂SO₄ (M-02)**Tabel 4. 24** Tabel Neraca Panas *Mixer* (M-02)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Fresh H ₂ SO ₄ 98% (Arus 18)	432,20	H ₂ SO ₄ 60% (Arus 20)	22.902,70
H ₂ O (Arus 19)	3.682,92	H ₂ O 40% (Arus 20)	34.147,03
Panas Pelarutan	52.934,61		
Total	57.049,73	Total	57.049,73

12. Neraca Panas *Cooler* (CL-01)**Tabel 4. 25** Tabel Neraca Panas *Cooler* (CL-01)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
H ₂ SO ₄ 60% (Arus 20)	22.902,70	H ₂ SO ₄ 60% (Arus 20)	17.655,25
H ₂ O 40% (Arus 20)	34.147,03	H ₂ O 40% (Arus 20)	26.398,44
		Pendingin yang dibutuhkan	12.996,04
Total	57.049,73	Total	57.049,73

13. Neraca Panas Reaktor (R-03)

Tabel 4. 26 Tabel Neraca Panas Reaktor (R-03)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
H ₂ SO ₄ 60% (Arus 20)	17.655,25	C ₆ H ₅ ONa (Arus 21)	15,87
H ₂ O 40% (Arus 20)	26.398,44	C ₇ HO ₃ Na (Arus 21)	14,05
C ₆ H ₅ ONa (Arus 17)	15,87	H ₂ O (Arus 21)	320.128,96
C ₇ HO ₃ Na (Arus 17)	117,08	C ₇ H ₆ O ₃ (Arus 21)	93,44
H ₂ O (Arus 17)	293.730,52	Na ₂ SO ₄ (Arus 21)	18.593,04
Panas pembentukan standar	3.400,71	Pendingin yang dibutuhkan	2.472,51
Total	341.317,87	Total	341.317,87

14. Neraca Panas *Heater* (H-03)**Tabel 4. 27** Tabel Neraca Panas *Heater* (H-03)

Panas Masuk (kJ/jam)		Panas Keluar (kJ/jam)	
Udara (Arus 27)	388.224,98	Udara panas (Arus 27)	8.872.499,24
Panas yang dibutuhkan	8.484.274,26		
Total	8.872.499,24	Total	8.872.499,24

4.4.4 Diagram Alir Kualitatif

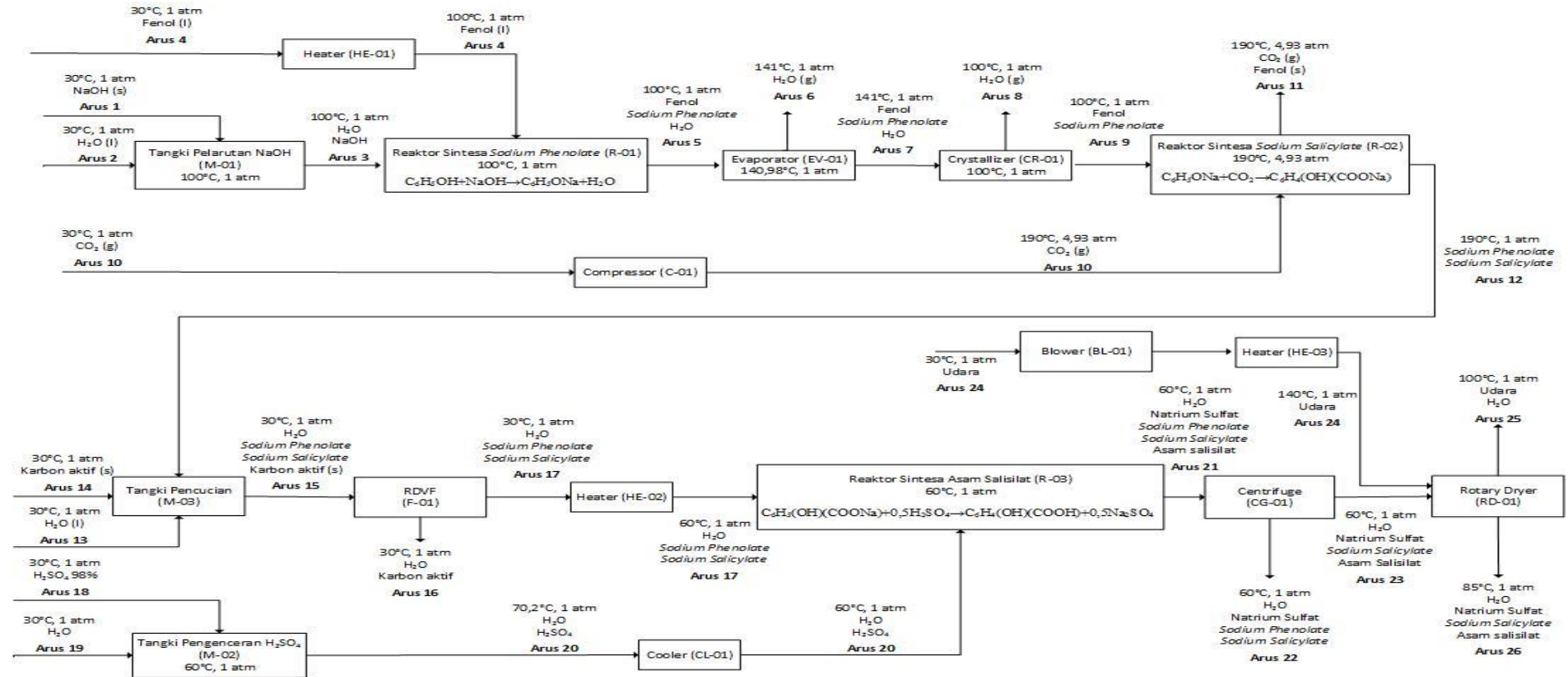


Diagram Alir Kualitatif Pabrik Asam Salisilat dari Fenol dan Karbon Dioksida Kapasitas 5.000 Ton/Tahun

Gambar 4. 4 Diagram Alir Kualitatif

4.4.5 Diagram Alir Kuantitatif

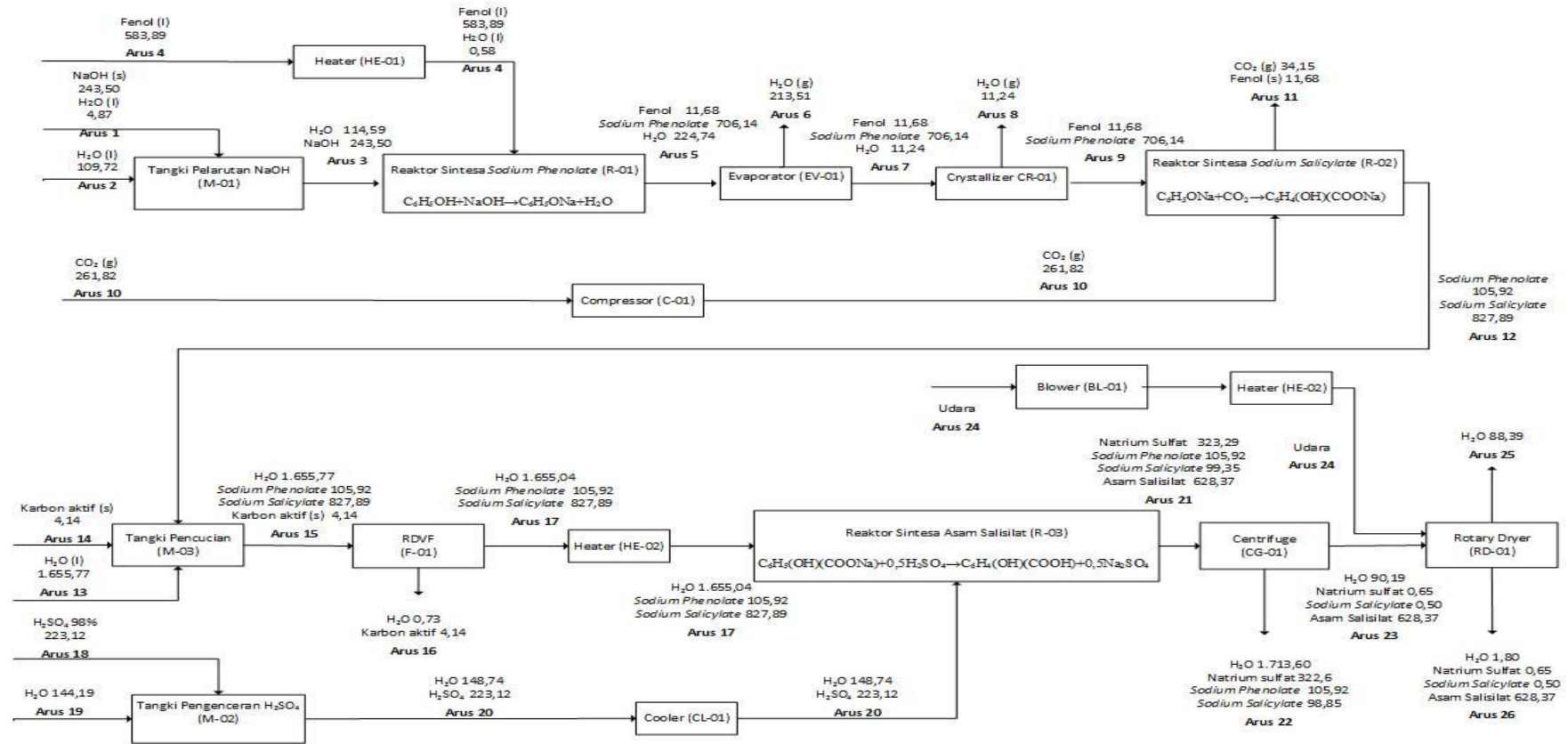


Diagram Alir Kuantitatif Pabrik Asam Salisilat dari Fenol dan Karbon Dioksida Kapasitas 5.000 ton/tahun

Gambar 4. 5 Diagram Alir Kuantitatif (kg/jam)

4.5 Perawatan (*Maintenance*)

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

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

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

1. *Over head* 1 x 1 tahun

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

2. *Repairing*

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

Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

a. Umur alat

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

b. Bahan baku

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

c. Tenaga manusia

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

4.6 Pelayanan Teknis (Utilitas)

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

Unit utilitas merupakan unit penunjang bagi unit-unit yang lain dalam pabrik atau sarana penunjang untuk menjalankan suatu pabrik dari tahap awal sampai produk akhir. Unit utilitas ini meliputi :

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

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air (*Water Treatment System*)

a). Unit Penyediaan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air suatu industri, pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumber untuk mendapatkan air. Dalam perancangan pabrik asam salisilat ini, sumber air yang digunakan berasal dari Sungai Cimanuk yang tidak jauh dari lokasi pabrik. Untuk menghindari *fouling* yang terjadi pada alat-alat penukar panas maka perlu diadakan pengolahan air sungai. Pengolahan dilakukan secara fisis dan kimia. Pertimbangan menggunakan air sungai sebagai sumber untuk mendapatkan air adalah sebagai berikut:

- Air sungai merupakan sumber air yang kontinuitasnya relatif tinggi, sehingga kendala kekurangan air dapat dihindari.
- Pengolahan air sungai relatif lebih mudah, sederhana dan biaya pengolahan relatif murah dibandingkan dengan proses pengolahan air laut yang lebih rumit dan biaya pengolahannya umumnya lebih besar.

Secara keseluruhan, kebutuhan air pada pabrik ini digunakan untuk keperluan:

▪ Air Pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai pendingin karena pertimbangan sebagai berikut :

- Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- Mudah pengolahan dan pengaturannya.
- Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.

- Tidak terdekomposisi.

- Air Sanitasi

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

- Syarat Fisika, meliputi :

- a. Suhu : Dibawah suhu udara
- b. Warna : Jernih
- c. Rasa : Tidak berasa
- d. Bau : Tidak berbau

- Syarat Kimia, meliputi :

- a. Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- b. Tidak beracun
- c. Kadar klor bebas sekitar 0,7 ppm.

- Syarat Bakteriologis :

Tidak mengandung bakteri-bakteri, terutama bakteri patogen.

- Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

- Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

Korosi yang terjadi dalam boiler disebabkan air mengandung larutan-larutan asam, gas-gas terlarut seperti O_2 , CO_2 , H_2S dan NH_3 . Oksigen masuk karena aerasi maupun kontak dengan udara luar.

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

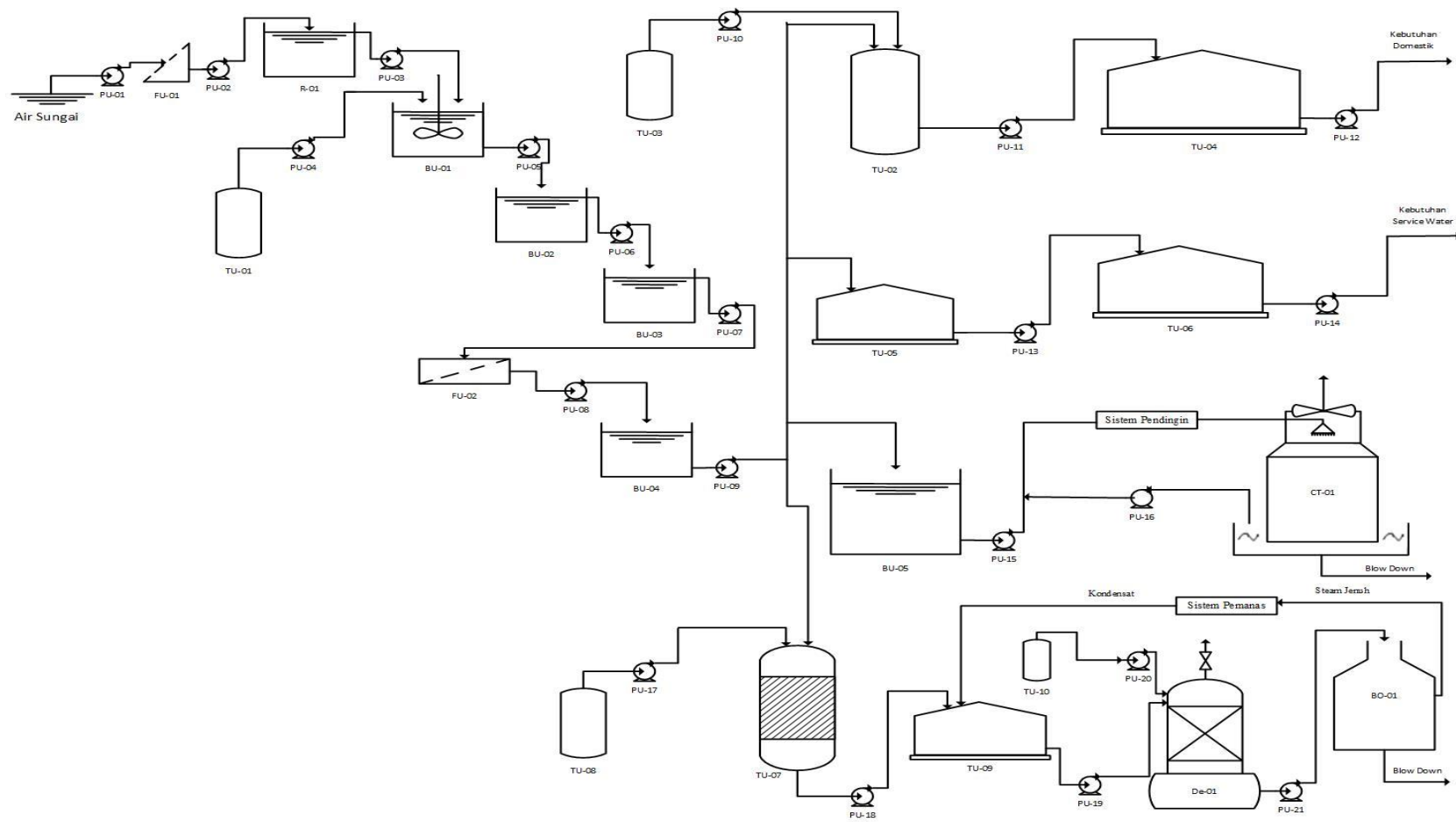
Pembentukan kerak disebabkan adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silika.

- Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

b). Unit Pengolahan Air

Pada perancangan suatu pabrik dibutuhkan sumber air terdekat yang nantinya akan memenuhi keberlangsungan suatu proses. Dan pada pabrik asam salisilat ini sumber air didapatkan dari sungai terdekat di sekitar daerah pabrik. Berikut diagram alir pengolahan air beserta penjelasan tahap-tahap proses pengolahan air yang dilakukan meliputi:



Gambar 4. 6 Diagram Alir Proses Pengolahan Air Sungai

Keterangan :

1. PU : Pompa Utilitas
2. FU-01 : *Screening*
3. R-01 : *Reservoir*
4. BU-01 : Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)
5. TU-01 : Tangki Alum
6. BU-02 : Bak Pengendap I
7. BU-03 : Bak Pengendap II
8. FU-02 : *Sand Filter*
9. BU-04 : Bak Penampung Air Bersih
10. TU-02 : Tangki Klorinasi
11. TU-03 : Tangki Kaporit
12. TU-04 : Tangki Air Kebutuhan Domestik
13. TU-05 : Tangki *Service Water*
14. TU-06 : Tangki Air Bertekanan
15. BU-05 : Bak *Cooling Water*
16. CT-01 : *Cooling Tower*
17. TU-07 : *Mixed-Bed*
18. TU-08 : Tangki NaCl
19. TU-09 : Tangki Air Demin
20. TU-10 : Tangki N₂H₄
21. De-01 : *Deaerator*
22. BO-01 : *Boiler*

a. Penghisapan

Air yang diambil dari sungai perlu adanya pemompaan yang selanjutnya air tersebut dialirkan menuju alat penyaringan (*screen*) untuk proses penyaringan untuk menghilangkan partikel kotoran yang berukuran cukup besar. Setelah tahap *screening* air akan diolah di dalam *reservoir*.

b. Penyaringan (*Screening*)

Sebelum air dari sungai akan digunakan sebagai air bersih, maka pada proses ini air disaring untuk memisahkan kotoran-kotoran yang berukuran besar, misalnya: daun, ranting, dan sampah-sampah lainnya. Pada tahap *screening* partikel yang berukuran padat dan besar akan tersaring secara langsung tanpa menggunakan bahan kimia. Sementara untuk partikel yang kecil masih akan terbawa bersama air yang kemudian akan diolah ke tahap pengolahan air berikutnya. Tujuan penyaringan yaitu untuk memisahkan kotoran yang besar agar tidak terikut ke pengolahan selanjutnya, sehingga pada sisi isap pompa perlu dipasang saringan (*screen*) dan ditambah fasilitas pembilas agar meminimalisir alat *screen* menjadi kotor.

c. Penampungan (*Reservoir*)

Mengendapkan kotoran dan lumpur yang terbawa dari air sungai dengan proses sedimentasi. Kotoran kasar yang terdapat dalam air akan mengalami pengendapan yang terjadi karena gravitasi.

d. Koagulasi

Koagulasi merupakan proses penggumpalan akibat penambahan zat kimia atau bahan koagulan ke dalam air. Koagulan yang digunakan adalah tawas atau

aluminium sulfat ($\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$), yang merupakan garam yang berasal dari basa lemah dan asam kuat, sehingga dalam air yang mempunyai suasana basa akan mudah terhidrolisa. Untuk memperoleh sifat alkalis agar proses flokulasi dapat berjalan efektif, sering ditambahkan kapur ke dalam air. Selain itu kapur juga berfungsi untuk mengurangi atau menghilangkan kesadahan karbonat dalam air untuk membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan. Sedangkan pada proses flokulasi bertujuan untuk mengendapkan kotoran yang berupa dispersi koloid dalam air dengan menambahkan koagulan, untuk menggumpalkan kotoran.

e. Bak Pengendap 1 dan Bak Pengendap 2

Tujuan dari adanya bak pengendap 1 dan 2 ini adalah mengendapkan endapan yang berbentuk flok yang terbawa dari air sungai dengan proses flokulasi (menghilangkan flokulasi). Endapan serta flok yang berasal dari proses koagulasi akan diendapkan pada bak pengendap 1 dan bak pengendap 2.

f. Penyaringan (*Sand Filter*)

Pada tahap ini terjadi proses filtrasi dimana air yang keluar dari bak pengendap 2 masih terdapat kandungan padatan tersuspensi, sehingga harus di proses ke alat filter untuk difiltrasi.

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung di dalam air, seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ , dan lain-lain dengan menggunakan resin. Air yang diperoleh adalah air bebas mineral yang akan diproses lebih lanjut menjadi air umpan ketel (*Boiler Feed Water*).

g. Bak Penampung Air Bersih

Air yang sudah melalui tahap filtrasi sudah bias disebut dengan air bersih. Kemudian air keluaran proses filtrasi akan ditampung dalam bak penampungan air bersih. Dalam hal ini air bersih yang ditampung langsung dapat digunakan sebagai air layanan umum (*service water*) serta untuk air pendingin. Kegunaan air bersih ini juga dapat digunakan untuk *domestic water* dan *boiler feed water*, namun air harus di desinfektanisasi terlebih dahulu menggunakan resin untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , Na^+ dimana tujuan penghilangan mineral-mineral tersebut untuk menghasilkan air demin yang melalui proses demineralisasi.

h. Demineralisasi

Pada proses demineralisasi bertujuan untuk menyiapkan air yang digunakan untuk *boiler feed water* dan air ini harus murni serta bebas dari kadar mineral-mineral yang terlarut didalamnya. Proses demineralisasi ini dapat dilakukan dengan alat yang terdiri dari penukaran anion (*anion exchanger*) dan kation (*cation exchanger*).

Demineralisasi diperlukan karena air umpan *boiler* memerlukan syarat-syarat :

- Tidak menimbulkan kerak pada kondisi *steam* yang dikehendaki maupun pada *tube heat exchanger*. Jika *steam* digunakan sebagai pemanas yang biasanya berupa garam-garam karbonat dan silica, hal ini akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi, bahkan bisa mengakibatkan *boiler* tidak beroperasi sama sekali.

- Bebas dari gas-gas yang dapat menimbulkan korosi terutama gas O₂, CO₂, H₂S dan NH₃.

- Bebas dari zat yang menyebabkan *foaming*

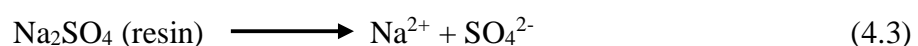
Air yang diambil dari proses pemanasan biasanya menyebabkan *foaming* pada *boiler* karena adanya zat-zat organik, anorganik dan zat-zat yang tidak larut dalam jumlah besar. Efek pembusaan terjadi akibat adanya alkalinitas yang tinggi.

Pengolahan air di unit demineralisasi, yaitu :

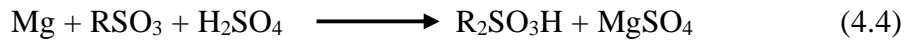
Proses *Cation Exchanger* dan *Anion Exchanger* berlangsung pada resin *Mixed-Bed*. Resin *Mixed-Bed* adalah kolom resin campuran antara resin kation dan resin anion. Air yang mengandung kation dan anion bila dilewatkan ke resin *Mixed-Bed* tersebut, kation akan terambil oleh resin kation dan anion akan terambil oleh resin anion. Saat resin kation dan anion telah jenuh oleh ion-ion, resin penukar kation dan anion akan diregenerasi kembali.

a. *Cation Exchanger*

Cation exchanger ini berisi resin pengganti kation dimana pengganti kation-kation yang dikandung di dalam air diganti dengan ion H⁺ sehingga air yang akan keluar dari *cation exchanger* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺. Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion H⁺. Reaksi:

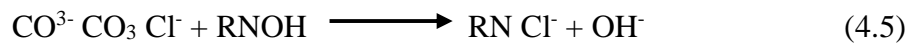


Dalam jangka waktu tertentu, kation resin ini akan jenuh sehingga perlu diregenerasikan kembali dengan asam sulfat. Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

Anion exchanger berfungsi untuk mengikat ion-ion negatif (anion) yang terlarut dalam air, dengan resin yang bersifat basa, sehingga anion-anion seperti CO_3^{2-} , Cl^- dan SO_4^{2-} akan membantu garam resin tersebut. Reaksi:



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



i. Deaerator

Unit Deaerator ini bertujuan untuk menghilangkan gas CO_2 dan O_2 yang terikat dalam *feed water*. Air yang sudah mengalami demineralisasi biasanya masih ada kandungan gas-gas terlarut terutama CO_2 dan O_2 . Gas-gas tersebut harus dihilangkan dari air karena dapat menimbulkan korosi. Gas-gas tersebut dihilangkan dalam suatu deaerator. Dalam unit deaerator diinjeksikan zat-zat kimia sebagai berikut:

- Hidrazin yang berfungsi mengikat oksigen berdasarkan reaksi berikut:



Berdasarkan reaksi tersebut maka hidrazin berfungsi untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama O_2 sehingga tidak terjadinya korosi.

Unit Deaerator memiliki fungsi untuk memanaskan air yang keluar dari proses pertukaran ion yang terjadi di alat penukar ion (*ion exchanger*) dan sisa kondensat yang belum dikirim sebagai umpan ketel, pada unit deaerator air dipanaskan hingga suhu mencapai 90°C agar gas-gas yang terlarut dalam air yaitu O₂ dan CO₂ dapat dihilangkan. Hal ini disebabkan gas-gas tersebut dapat menimbulkan suatu reaksi kimia yang dapat menyebabkan terjadinya bintik-bintik yang semakin menebal dan pada akhirnya akan menutupi permukaan pipa-pipa, hal itulah penyebab terjadinya korosi pada pipa-pipa ketel. Dalam hal ini perlu adanya pemanasan yaitu pemanasan dilakukan dengan menggunakan koil pemanas yang ada di dalam deaerator.

2. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

a. Kebutuhan Air Pembangkit *Steam* / Pemanas

Tabel 4. 28 Kebutuhan Air Pembangkit *Steam* / Pemanas

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
Heater 01	HE-01	15,98
Heater 02	HE-02	118,49
Heater 03	HE-03	3.983,81
Heater Evap-01	HE-04	198,48
Total		4.316,41

Direncanakan *steam* yang digunakan adalah *saturated steam* dengan kondisi :

$$P = 58,78 \text{ psia} = 4 \text{ atm}$$

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

Faktor keamanan = 20 %

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%

$$\text{Kebutuhan steam} = 20\% \times 4.316,41 \text{ kg/jam}$$

$$= 5.179,69 \text{ kg/jam}$$

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

$$= 15\% \times 4.316,41 \text{ kg/jam}$$

$$= 776,95 \text{ kg/jam}$$

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

$$= 5\% \times 4.316,41 \text{ kg/jam}$$

$$= 258,98 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan air make up untuk steam} = \text{Blowdown} + \text{Steam Trap}$$

$$= 776,95 \text{ kg/jam} + 258,98 \text{ kg/jam}$$

$$= 1.035,94 \text{ kg/jam}$$

b. Air Pendingin

Tabel 4. 29 Kebutuhan Air Proses Pendingin

Nama Alat	Kode	Jumlah (kg/jam)
<i>Mixer-01</i>	M-01	798,89
RATB-01	R-01	891,14
<i>Crystallizer-01</i>	CR-01	106,47
FBR-01	R-02	586,14
<i>SC-Cooler-02</i>	SC-02	11,97
<i>Cooler-01</i>	CL-01	256,11
RATB-02	R-03	48,73
Total		2.700,47

Perancangan dibuat *over design* sebesar 20%, maka kebutuhan air pendingin menjadi :

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = 20\% \times 2.700,47 \text{ kg/jam}$$

$$= 3.240,57 \text{ kg/jam}$$

- Jumlah air yang menguap (W_e)

$$= 0,00085 \times W_c \times (T_{in} - T_{out}) \text{ (Perry, Pers. 12-14c)}$$

$$= 0,00085 \times 3.240,57 \times 12$$

$$= 41,32 \text{ kg/jam}$$

- *Drift Loss* (W_d)

$$= 0,0002 \times W_c \text{ (Perry, Pers. 12-14c)}$$

$$= 0,0002 \times 3.240,57$$

$$= 0,65 \text{ kg/jam}$$

- *Blowdown* (W_b) (*cycle* yang dipilih 4 kali)

$$= \frac{W_e - (\text{cycle} - 1)W_d}{\text{cycle} - 1} \text{ (Perry, Pers. 12-14e)}$$

$$= \frac{41,32 - (4 - 1) \times 0,65}{4 - 1}$$

$$= 40,67 \text{ kg/jam}$$

Sehingga jumlah *make up* air adalah :

$$- W_e = 41,32 \text{ kg/jam}$$

$$- W_d = 0,65 \text{ kg/jam}$$

$$- W_b = 40,67 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan *Make Up Water* (W_m)

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$W_m = 41,32 \text{ kg/jam} + 0,65 \text{ kg/jam} + 40,67 \text{ kg/jam}$$

$$W_m = 82,63 \text{ kg/jam}$$

c. Kebutuhan Air Domestik

Kebutuhan air domestik terdiri dari kebutuhan air untuk tempat tinggal area mess dan kebutuhan air karyawan.

- Kebutuhan Air Karyawan

Menurut standar WHO, kebutuhan air untuk 1 orang adalah 100-120 liter/hari

Diambil kebutuhan air tiap orang = 100 liter/hari

= 4,26 kg/jam

Jumlah karyawan = 190 orang

Kebutuhan air untuk semua karyawan = 809,89 kg/jam

- Kebutuhan air area mess

Jumlah mess = 60 rumah

Penghuni mess = 3 orang

Kebutuhan air untuk mess = 1.500 kg/jam

Total kebutuhan air domestik = (809,89 + 1500) kg/jam

= 2.309,89 kg/jam

- Kebutuhan *Service Water*

Kebutuhan air *service water* diperkirakan sekitar 700 kg/jam, perkiraan kebutuhan air ini nantinya akan digunakan untuk layanan umum yang meliputi laboratorium, masjid, pemadam kebakaran, kantin, bengkel dan lain-lain.

3. Unit Pembangkit Steam (*Steam Generation System*)

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

Kapasitas : 5.179,69 kg/jam

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 buah

Boiler tersebut dilengkapi dengan sebuah unit *economizer safety valve* sistem dan pengaman pengaman yang bekerja secara otomatis.

Air dari *water treatment plant* yang akan digunakan sebagai umpan *boiler* terlebih dahulu diatur kadar silika, O₂, Ca dan Mg yang mungkin masih terikut dengan jalan menambahkan bahan-bahan kimia ke dalam *boiler feed water tank*. Selain itu juga perlu diatur pHnya yaitu sekitar 10,5-11,5 karena pada pH yang terlalu tinggi korosivitasnya tinggi.

Sebelum masuk ke *boiler*, umpan dimasukkan dahulu ke dalam *economizer*, yaitu alat penukar panas yang memanfaatkan panas dari gas sisa pembakaran minyak residu yang keluar dari *boiler*. Di dalam alat ini air dinaikkan temperaturnya hingga 145°C, kemudian diumpankan ke *boiler*.

Di dalam *boiler*, api yang keluar dari alat pembakaran (*burner*) bertugas untuk memanaskan lorong api dan pipa-pipa api. Gas sisa pembakaran ini masuk ke *economizer* sebelum dibuang melalui cerobong asap, sehingga air di dalam *boiler* menyerap panas dari dinding-dinding dan pipa-pipa api maka air menjadi mendidih. Uap air yang terbentuk terkumpul sampai mencapai tekanan 4,05 bar, baru kemudian dialirkan ke steam *heater* untuk didistribusikan ke area-area proses.

4. Unit Pembangkit Listrik (*Power Plant System*)

Pabrik asam salisilat kebutuhan listriknya diperoleh dari PLN dan generator diesel. Dimana fungsi generator diesel yaitu sebagai tenaga cadangan saat terjadinya gangguan atau pemadaman listrik oleh PLN. Berikut spesifikasi generator diesel yang digunakan yaitu :

Kapasitas = 765,67 kW

Jumlah = 1 buah

Berikut rincian untuk kebutuhan listrik pabrik :

a) Kebutuhan listrik untuk alat proses

Tabel 4. 30 Kebutuhan Listrik Proses

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Reaktor-01	R-01	2,60	1.936,40
Reaktor-03	R-03	15,13	11.279,45
<i>Rotary Drum Vacuum Filter-01</i>	F-01	0,05	37,29
<i>Crystallizer-01</i>	CR-01	0,05	37,29
<i>Mixer-01</i>	M-01	1,0	745,70
<i>Mixer-02</i>	M-02	1,0	745,70
<i>Mixer-03</i>	M-03	2,0	1.491,40
<i>Centriuge-01</i>	CG-01	7,5	5.592,75
<i>Rotary dryer-01</i>	RD-01	1,5	1118,55
<i>Screw conveyor-01</i>	SC-01	0,25	186,43
<i>Screw conveyor-02</i>	SC-02	0,5	372,85
<i>Screw conveyor-03</i>	SC-03	0,25	186,43
<i>Screw conveyor-04</i>	SC-04	0,25	186,43
<i>Belt conveyor-01</i>	BC-01	5,0	3.728,50
<i>Belt conveyor-02</i>	BC-02	5,0	3.278,50
<i>Bucket elevator-01</i>	BE-01	0,05	37,29
<i>Bucket elevator-02</i>	BE-02	0,05	37,29
<i>Bucket elevator-03</i>	BE-03	0,05	37,29
<i>Bucket elevator-04</i>	BE-04	0,05	37,29
Pompa 01-a	P-01a	0,05	37,29

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa 01-b	P-01b	0,05	37,29
Pompa 01-c	P-01c	0,25	186,43
Pompa 1	P-01	0,25	186,43
Pompa 2	P-02	0,125	93,21
Pompa 3	P-03	0,75	559,28
Pompa 4	P-04	0,125	93,21
Pompa 5	P-05	0,75	559,28
Pompa 6	P-06	0,75	559,28
Pompa 7	P-07	0,05	37,29
Pompa 8	P-08	0,167	124,53
Pompa 9	P-09	0,25	186,43
<i>Compressor</i>	C-01	0,5	372,85
<i>Blower</i>	BL-01	20	14.914,00
Total		42,98	49.469,54

Power yang dibutuhkan = 49.469,54 Watt

= 49,47 kW

b) Kebutuhan listrik untuk utilitas

Tabel 4. 31 Kebutuhan Listrik Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Bak Penggumpal (Koagulasi dan Flokulasi)	BU-01	2,00	1.491,40
<i>Blower Cooling Tower</i>	BL-01	0,50	372,85
Kompresor Udara	CP-01	7,50	5.592,75
Pompa-01	PU-01	75,00	55.927,50
Pompa-02	PU-02	75,00	55.927,50
Pompa-03	PU-03	60,00	44.742,00
Pompa-04	PU-04	3,00	2.237,10
Pompa-05	PU-05	60,00	44.742,00
Pompa-06	PU-06	60,00	44.742,00
Pompa-07	PU-07	60,00	44.742,00
Pompa-08	PU-08	30,00	22.371,00
Pompa-09	PU-09	20,00	14.914,00
Pompa-10	PU-10	0,05	37,29

Alat	Kode Alat	Daya	
		Hp	Watt
Pompa-11	PU-11	0,75	559,28
Pompa-12	PU-12	0,75	559,28
Pompa-13	PU-13	0,13	93,21
Pompa-14	PU-14	0,13	93,21
Pompa-15	PU-15	0,50	372,85
Pompa-16	PU-16	0,50	372,85
Pompa-17	PU-17	0,75	559,28
Pompa-18	PU-18	40,00	29.828,00
Pompa-19	PU-19	20,00	14.914,00
Pompa-20	PU-20	0,08	62,14
Pompa-21	PU-21	40,00	29.828,00
Pompa-22	PU-22	1,50	1.118,55
Total		558,13	416.200,03

Power yang dibutuhkan = 416.200,03 Watt

= 416,20 kW

c) Kebutuhan listrik untuk penerangan dan AC

- Listrik yang digunakan untuk AC diperkirakan sekitar 20 kW

- Listrik yang digunakan untuk penerangan sekitar 150 kW

d) Kebutuhan listrik untuk bengkel dan laboratorium

- Listrik untuk bengkel dan laboratorium sekitar 100 kW

e) Kebutuhan listrik untuk instrumentasi

- Listrik untuk instrumentasi sekitar 30 kW

Berikut rincian kebutuhan listrik pada pabrik asam salisilat :

Tabel 4. 32 Rincian Kebutuhan Listrik

No	Keperluan	Kebutuhan (kW)
1	Kebutuhan <i>Plant</i>	
	a. Proses	49,47
	b. Utilitas	416,20
2	a. Listrik Ac	20,00
	b. Listrik Penerangan	150,00
3	Laboratorium dan Bengkel	100,00
4	Instrumentasi	30,00
Total		765,67

Total kebutuhan listrik untuk keseluruhan proses adalah 765,67 kW. Dengan faktor daya sebesar 80% maka kebutuhan listrik total sebesar 957,09 kW. Kebutuhan listrik dipenuhi dari PLN dan generator sebagai cadangannya.

1. Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 40,78 m³/jam.

2. Unit Penyediaan Bahan Bakar

Unit penyediaan bahan bakar mempunyai fungsi untuk memenuhi kebutuhan bahan bakar pada *boiler* dan generator. Jenis bahan bakar yang digunakan untuk generator yaitu solar sebanyak 147,49 kg/jam. Sedangkan untuk bahan bakar *fuel oil* yang digunakan pada *boiler* sebanyak 386,75 kg/jam. Bahan bakar tersebut diperoleh dari PT. Pertamina Balongan.

3. Unit Pengolahan Limbah

Limbah yang diperoleh dari pabrik asam salisilat dikalsifikasikan adalah cairan dan padatan.

Limbah cair berasal dari :

a. Limbah Sanitasi

Limbah sanitasi pembuangan air yang sudah terpakai untuk keperluan kantor dan pabrik lainnya seperti pencucian, air masak dan lain- lain. Penanganan limbah ini tidak memerlukan penanganan khusus karena seperti limbah rumah tangga lainnya, air buangan ini tidak mengandung bahan-bahan kimia yang berbahaya. Yang perlu diperhatikan disini adalah volume buangan yang diijinkan dan kemana pembuangan air limbah ini.

b. Air Limbah Laboratorium

Air limbah dari laboratorium diolah melalui beberapa proses terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan karena mengandung zat-zat kimia. Proses pengolahan limbah cair ni adalah *physical treatment* (pengendapan, penyaringan), *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH), dan *biological treatment*.

Secara umum air limbah yang berasal dari setiap kegiatan di pabrik asam salisilat ini harus diolah agar dapat dibuang ke lingkungan dengan kisaran parameter air yang sesuai dengan peraturan pemerintah, yaitu :

- COD : maks. 100 mg/l
- BOD : maks. 20 mg/l
- TSS : maks. 80 mg/l
- Oil : maks. 5 mg/l
- pH : 6,5 – 8,5

c. Limbah Hasil Proses

Limbah yang dihasilkan dari proses pembuatan asam salisilat ini terdapat limbah berupa cairan dan padatan.

Limbah Padat

- a. Pengolahan limbah dari karbon aktif *output rotary drum vacuum filter* (F-01). Karbon aktif tidak dapat terurai di lingkungan sehingga limbah padat ini ditumpuk. Pengolahan limbah yang dipilih adalah dengan sistem *landfill*.

Limbah Cair

Limbah cair yang dihasilkan dalam pabrik ini adalah :

- a. Limbah cair *output overflow centrifuge* (CG-01)
Limbah cair ini mengandung *sodium phenolate*, *sodium salicylate* dan *sodium sulfate*. Penanganan limbah cair ini adalah dengan *physical treatment* (pengendapan dan penyaringan) dan *chemical treatment* (penambahan bahan kimia, pengontrolan pH) dan *biological treatment*.
- b. Air sisa regenerasi resin mengandung asam yang berasal dari proses regenerasi resin *cation exchanger* dan basa yang berasal dari proses regenerasi resin *anion exchanger*. Penanganan limbah cair ini adalah dengan proses netralisasi. Proses netralisasi dilakukan dengan sistem *batch* karena aliran limbah sedikit dan kualitas air buangan cukup tinggi.

4.7 Organisasi Perusahaan

4.7.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan yang direncanakan pada perancangan pabrik asam salisilat ini adalah Perseroan Terbatas (PT). Perseroan terbatas merupakan bentuk perusahaan yang mendapatkan modalnya dari penjualan saham dimana tiap sekutu turut mengambil bagian sebanyak satu saham atau lebih. Saham adalah surat berharga yang dikeluarkan oleh perusahaan atau PT tersebut dan orang yang memiliki saham berarti telah menyetorkan modal ke perusahaan, yang berarti pula ikut memiliki perusahaan. Dalam perseroan terbatas pemegang saham hanya bertanggung jawab menyetor penuh jumlah yang disebutkan dalam tiap-tiap saham.

Bentuk perusahaan-perusahaan besar, rata-rata menggunakan bentuk Perseroan Terbatas (PT/korporasi). Dan bentuk PT ini adalah asosiasi pemegang saham yang diciptakan berdasarkan hukum dan dianggap sebagai badan hukum.

Bentuk Perusahaan PT dipilih berdasarkan beberapa faktor yang mendukung antara lain :

1. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin, dikarenakan jika pemegang saham berhenti dari jabatannya maka tidak ada pengaruhnya terhadap direksi, staff maupun karyawan yang bekerja di dalam perusahaan.
2. Penjualan saham perusahaan merupakan cara yang tepat untuk mendapatkan modal.

3. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan
4. Para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur perusahaan yang ditinjau dari berbagai pengalaman, sikap dan caranya mengatur waktu.

4.7.2 Struktur Organisasi

Dalam rangka menjalankan suatu proses pabrik dengan baik dalam hal ini di suatu perusahaan, diperlukan suatu manajemen atau organisasi yang memiliki pembagian tugas dan wewenang yang baik. Struktur organisasi dari suatu perusahaan dapat bermacam-macam sesuai dengan bentuk dan kebutuhan dari masing-masing perusahaan. Jenjang kepemimpinan dalam perusahaan ini adalah sebagai berikut:

- a. Pemegang Saham
- b. Direktur Utama
- c. Direktur
- d. Staff Ahli
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris. Sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.

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

1. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas.
2. Pendelegasian wewenang.
3. Pembagian tugas kerja yang jelas.
4. Kesatuan perintah dan tanggungjawab.
5. Sistem pengontrol atas pekerjaan yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel.

Dengan berpedoman terhadap azas - azas tersebut, maka diperoleh bentuk struktur organisasi yang baik, yaitu: sistem *line* dan staff. Pada sistem ini, garis kekuasaan sederhana dan praktis. Demikian pula kebaikan dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Sedangkan untuk mencapai kelancaran produksi maka perlu dibentuk staff ahli yang terdiri atas orang-orang yang ahli dalam bidangnya. Staff ahli akan memberi bantuan pemikiran dan nasehat pada tingkat pengawas demi tercapainya tujuan perusahaan.

Ada dua kelompok orang-orang yang berpengaruh dalam menjalankan organisasi garis dan staff ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau *line* yaitu orang-orang yang menjalankan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.

2. Sebagai staff yaitu orang - orang yang melakukan tugasnya dengan keahlian yang dimilikinya, dalam hal ini berfungsi untuk memberikan saran-saran kepada unit operasional.

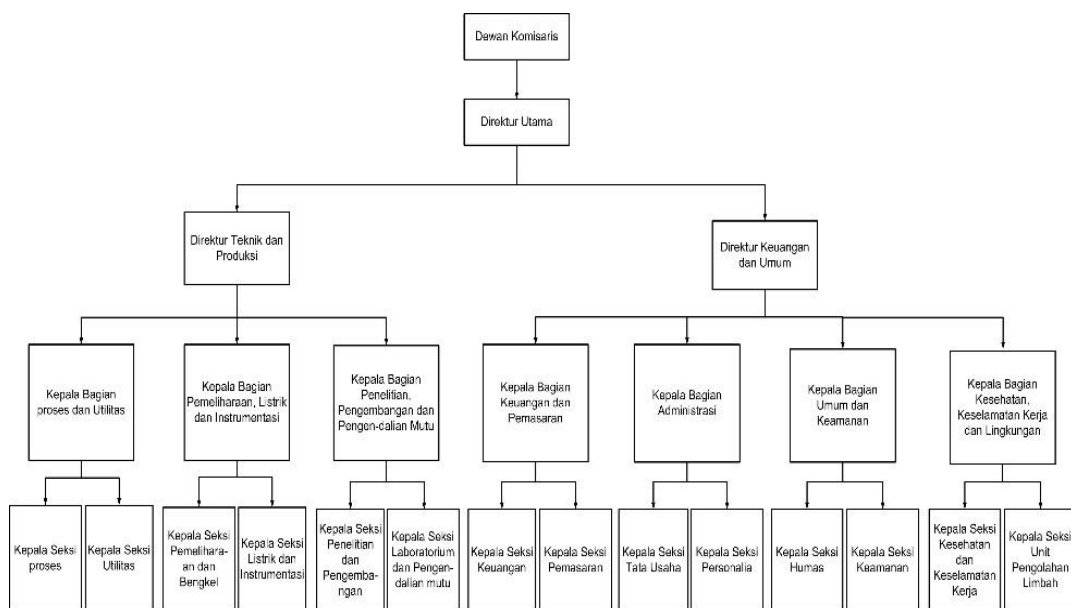
Pemegang saham sebagai pemilik perusahaan, dalam pelaksanaan tugas sehari - harinya diwakili oleh seorang Dewan Komisaris, sedangkan tugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Teknik dan Produksi serta Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum. Dimana Direktur Teknik dan Produksi membawahi bidang produksi, pengendalian, utilitas dan pemeliharaan. Sedangkan Direktur Administrasi, Keuangan dan Umum membawahi bidang pembelian dan pemasaran, administrasi, keuangan dan umum, serta penelitian dan pengembangan. Direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang bertanggung jawab atas bawahannya sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan tanggung jawab.

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

perusahaan. Manfaat adanya struktur organisasi tersebut adalah sebagai berikut:

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

Berikut gambar struktur organisasi pabrik asam salisilat kapasitas 5.000 ton/tahun.



Gambar 4. 7 Struktur Organisasi Pabrik

Berdasarkan gambar struktur tersebut telah dijelaskan sebelumnya urutan tugas dari masing-masing pekerja yang terikat didalam perusahaan dari jabatan yang teratas sampai yang terbawah.

a. Tugas dan Wewenang

1) Pemegang Saham

Pemegang saham (pemilik perusahaan) adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Pada rapat umum tersebut para pemegang saham:

- a) Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- b) Mengangkat dan memberhentikan direktur
- c) Mengesahkan hasil-hasil usaha serta neraca perhitungan untung rugi tahunan dari perusahaan

2) Dewan Komisaris

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

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

3) Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan

kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum.

Direktur utama membawahi :

a. Direktur Teknik dan Produksi

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

b. Direktur Keuangan dan Umum

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

c. Staff Ahli

Staff ahli terdiri dari tenaga-tenaga ahli yang bertugas membantu direktur dalam menjalankan tugasnya baik yang berhubungan dengan teknik maupun administrasi. Staff ahli bertanggung jawab kepada Direktur Utama sesuai dengan bidang keahliannya masing-masing. Tugas dan wewenang staff ahli meliputi:

- Memberikan nasehat dan saran dalam perencanaan pengembangan perusahaan.
- Mengadakan evaluasi bidang teknik dan ekonomi perusahaan.
- Memberikan saran-saran dalam bidang hukum.

d. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan

garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

- **Kepala Bagian Proses dan Utilitas**

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pabrik dalam bidang proses dan penyediaan bahan baku dan utilitas.

- **Kepala Bagian Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi**

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

- **Kepala Bagian Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu**

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

- **Kepala Bagian Keuangan dan Pemasaran**

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

- **Kepala Bagian Administrasi**

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

- **Kepala Bagian Umum dan Keamanan**

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

- **Kepala Bagian Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lingkungan**

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

d. Kepala Seksi

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh para Kepala Bagian masing-masing. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagian masing-masing sesuai dengan seksinya.

a) Kepala Seksi Proses

Tugas: Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

b) Kepala Seksi Utilitas

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

c) Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel

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

d) Kepala Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas: Bertanggung jawab terhadap perumusan kebijakan teknis penelitian dan pengembangan.

e) Kepala Seksi Laboratorium dan Pengendalian Mutu

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

f) Kepala Seksi Keuangan

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

g) Kepala Seksi Pemasaran

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

h) Kepala Seksi Personalia

Tugas: Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian.

i) Kepala Seksi Humas

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

j) Kepala Seksi Keamanan

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

k) Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

l) Kepala Seksi Tata Usaha

Tugas: Mengurus kebijakan teknis dibidang umum dan kepegawaian, perencanaan dan pelaporan, perlengkapan dan asset, serta keuangan di perusahaan.

m) Kepala Seksi Unit Pengolahan Limbah

Tugas: Mengurus kebijakan teknis dibidang pengolahan limbah di perusahaan.

n) Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi

Tugas: Mengurus kebijakan terhadap kegiatan pemeliharaan dan fasilitas penunjang kegiatan produksi.

4.7.3 Status Karyawan

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

1) Karyawan Tetap

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

2) Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan tanpa Surat Keputusan Direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

3) Karyawan Borongan

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

4.7.1 Pembagian Jam Kerja Karyawan

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

a. Pegawai *non shift* yang bekerja selama 8 jam dalam sehari dengan total kerja 40 jam per minggu. Sedangkan hari sabtu, minggu dan hari besar libur. Pegawai *non shift* termasuk karyawan tidak langsung menangani operasi pabrik yaitu direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor atau administrasi, dan divisi-divisi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinyu. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *non shift*:

Senin-Kamis: 08.00 - 16.00 (istirahat 12.00 – 13.00)

Jum'at: 08:00 – 16:00 (istirahat 11:00 – 13:00)

Sabtu & Minggu: Libur, termasuk hari libur nasional

b. Pegawai *shift* bekerja 24 jam perhari yang terbagi dalam 3 *shift*. Karyawan *shift* adalah karyawan yang langsung menangani proses operasi pabrik yaitu kepala *shift*, operator, karyawan-karyawan *shift*, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Berikut adalah ketentuan jam kerja pegawai *shift* sebagai berikut:

Shift I: 08.00 - 16.00

Shift II: 16.00 - 24.00

Shift III: 24.00- 08.00

Jadwal kerja terbagi menjadi empat minggu dan empat kelompok. Setiap kelompok kerja mendapatkan libur satu kali dari tiga kali *shift*. Setiap hari ada 3 kelompok bekerja, dan 1 kelompok libur. Berikut adalah jadwal kerja karyawan *shift*:

Tabel 4. 33 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I	-	III	III	III	-	II	II	II	-	I	I	I
B	II	II	-	I	I	I	-	III	III	III	-	II	II	II	-
C	III	-	II	II	II	-	I	I	I	-	III	III	III	-	II
D	-	III	III	III	-	II	II	II	-	I	I	I	-	III	III
Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A	-	III	III	III	-	II	II	II	-	I	I	I	-	III	III
B	I	I	I	-	III	III	III	-	II	II	II	-	I	I	I
C	II	II	-	I	I	I	-	III	III	III	-	II	II	II	-
D	III	-	II	II	II	-	I	I	I	-	III	III	III	-	II

4.7.4 Status, Sistem Penggajian, dan Penggolongan Karyawan

a) Jumlah Pekerja

Tabel 4. 34 Jumlah Karyawan Pabrik

No	Jabatan	Jumlah
1	Direktur Utama	1
2	Direktur Teknik dan Produksi	1
3	Direktur Keuangan dan Umum	1
4	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1
5	Ka. Bag. Penelitian, pengembangan dan pengendalian mutu	1
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1
7	Ka. Bag. Administrasi	1
8	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1
9	Ka. Bag. K3	1
10	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1
11	Ka. Sek. UPL	1
12	Ka. Sek. Proses	1
13	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1
14	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1
15	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1
16	Ka. Sek. Laboratorium	1
17	Ka. Sek. Keuangan	1
18	Ka. Sek. Pemasaran	1
19	Ka. Sek. Personalialia	1

No	Jabatan	Jumlah
20	Ka. Sek. Humas	1
21	Ka. Sek. Keamanan	1
22	Ka. Sek. K3	1
23	Ka. Sek. Tata Usaha	1
24	Ka. Sek. Utilitas	1
25	Karyawan Personalia	5
26	Karyawan Humas	5
27	Karyawan UPL	5
28	Karyawan Pembelian	5
29	Karyawan Pemasaran	5
30	Karyawan Administrasi	4
31	Karyawan Kas/Anggaran	4
32	Karyawan Proses	40
33	Karyawan Pengendalian	6
34	Karyawan Laboratorium	6
35	Karyawan Pemeliharaan	6
36	Karyawan Utilitas	22
37	Karyawan K3	7
38	Karyawan Keamanan	8
39	Sekretaris	6
40	Dokter	6
41	Perawat	5
42	Supir	10
43	<i>Cleaning Service</i>	11
Total		190

b) Penggolongan Jabatan

Dalam mendirikan suatu pabrik harus adanya penggolongan jabatan, karena hal ini akan berkaitan dengan keberlangsungan pabrik untuk bersaing di pasaran.

Berikut rincian penggolongan jabatan.

Tabel 4. 35 Penggolongan Jabatan

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

c) Sistem Gaji Pegawai

Sistem pembagian gaji pada perusahaan terbagi menjadi 3 jenis yaitu:

a. Gaji Bulanan

Gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dengan jumlah sesuai peraturan perusahaan.

b. Gaji Harian

Gaji yang diberikan kepada karyawan tidak tetap atau buruh harian.

c. Gaji Lembur

Gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja pokok.

Berikut adalah perincian gaji sesuai dengan jabatan:

Tabel 4. 36 Rincian Gaji Sesuai Jabatan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
1	Direktur Utama	1	Rp 60.000.000	Rp 60.000.000
2	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
3	Direktur Keuangan dan Umum	1	Rp 40.000.000	Rp 40.000.000
4	Ka. Bag. Proses dan Utilitas	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
5	Ka. Bag. Penelitian, Pengembangan dan Pengendalian Mutu.	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
6	Ka. Bag. Pemasaran dan Keuangan	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
7	Ka. Bag. Administrasi	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
8	Ka. Bag. Umum dan Keamanan	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
9	Ka. Bag. K3	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
10	Ka. Bag. Pemeliharaan, Listrik, dan Instrumentasi	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
11	Ka. Sek. Utilitas	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
12	Ka. Sek. UPL	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
13	Ka. Sek. Proses	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
14	Ka. Sek. Bahan Baku dan Produk	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
15	Ka. Sek. Pemeliharaan dan Bengkel	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
16	Ka. Sek. Listrik dan Instrumentasi	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
17	Ka. Sek. Penelitian dan Pengembangan	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
18	Ka. Sek. Keuangan	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
19	Ka. Sek. Pemasaran	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
20	Ka. Sek. Personalia	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
21	Ka. Sek. Humas	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
22	Ka. Sek. Keamanan	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
23	Ka. Sek. Tata Usaha	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
24	Ka. Sek. K3	1	Rp 22.000.000	Rp 22.000.000
25	Karyawan Personalia	5	Rp 15.000.000	Rp 75.000.000
26	Karyawan Humas	5	Rp 15.000.000	Rp 75.000.000
27	Karyawan UPL	5	Rp 15.000.000	Rp 75.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji
28	Karyawan Pembelian	5	Rp 15.000.000	Rp 75.000.000
29	Karyawan Pemasaran	5	Rp 15.000.000	Rp 75.000.000
30	Karyawan Administrasi	4	Rp 15.000.000	Rp 60.000.000
31	Karyawan Kas /Anggaran	4	Rp 15.000.000	Rp 60.000.000
32	Karyawan Proses	40	Rp 18.000.000	Rp 720.000.000
33	Karyawan Pengendalian	6	Rp 18.000.000	Rp 108.000.000
34	Karyawan Laboratorium	6	Rp 15.000.000	Rp 90.000.000
35	Karyawan Pemeliharaan	6	Rp 15.000.000	Rp 90.000.000
36	Karyawan Utilitas	22	Rp 15.000.000	Rp 330.000.000
37	Karyawan K3	7	Rp 10.000.000	Rp 70.000.000
38	Karyawan Keamanan	8	Rp 4.000.000	Rp 32.000.000
39	Sekretaris	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
40	Dokter	6	Rp 10.000.000	Rp 60.000.000
41	Perawat	5	Rp 5.000.000	Rp 25.000.000
42	Supir	10	Rp 3.500.000	Rp 35.000.000
43	<i>Cleaning Service</i>	11	Rp 2.500.000	Rp 27.500.000
Total		190	Rp 887.000.000	Rp 2.812.500.000

4.7.5 Kesejahteraan Sosial Karyawan

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

1. Tunjangan

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

2. Cuti

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

3. Pakaian Kerja

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

4. Pengobatan

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

5. BPJS ketenagakerjaan (Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Ketenagakerjaan)

Berdasarkan UU No.40 Tahun 2004 tentang Sistem Jaminan Sosial Nasional dan UU No.24 Tahun 2011 tentang Badan Penyelenggara Jaminan Sosial, BPJS Ketenagakerjaan menyelenggarakan 4 program yakni Program Jaminan Kecelakaan Kerja (JKK), Jaminan Hari Tua (JHT), Jaminan Pensiun (JP), dan Jaminan Kematian (JK).

Sementara Program Jaminan Kesehatan diselenggarakan oleh BPJS Kesehatan. Berdasarkan UU tersebut, pemberi kerja (perusahaan) wajib

mendaftarkan seluruh pekerjanya menjadi peserta BPJS Ketenagakerjaan dan BPJS Kesehatan secara bertahap menenrut ketentuan perundang-undangan.

4.8 Evaluasi Ekonomi

Dalam pra rancangan pabrik diperlukan analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan (*estimation*) tentang kelayakan investasi modal dalam suatu kegiatan produksi suatu pabrik, dengan meninjau kebutuhan modal investasi, besarnya laba yang diperoleh, lamanya modal investasi dapat dikembalikan dan terjadinya titik impas dimana total biaya produksi sama dengan keuntungan yang diperoleh. Selain itu analisa ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik yang akan didirikan dapat menguntungkan dan layak atau tidak untuk didirikan. Dalam evaluasi ekonomi ini faktor-faktor yang ditinjau adalah:

1. *Return On Investment*
2. *Pay Out Time*
3. *Discounted Cash Flow Rate*
4. *Break Even Point*
5. *Shut Down Point*

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

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

Meliputi :

- a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
- b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)

2. Penentuan biaya produksi total (*Total Production Cost*)

Meliputi :

- a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
- b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap:

- a. Biaya tetap (*Fixed Cost*)
- b. Biaya variabel (*Variable Cost*)
- c. Biaya mengambang (*Regulated Cost*)

4.8.1 Harga Alat

Harga peralatan akan berubah setiap saat tergantung pada kondisi ekonomi yang mempengaruhinya. Untuk mengetahui harga peralatan yang pasti setiap tahun sangatlah sulit, sehingga diperlukan suatu metode atau cara untuk memperkirakan harga alat pada tahun tertentu dan perlu diketahui terlebih dahulu harga indeks peralatan operasi pada tahun tersebut.

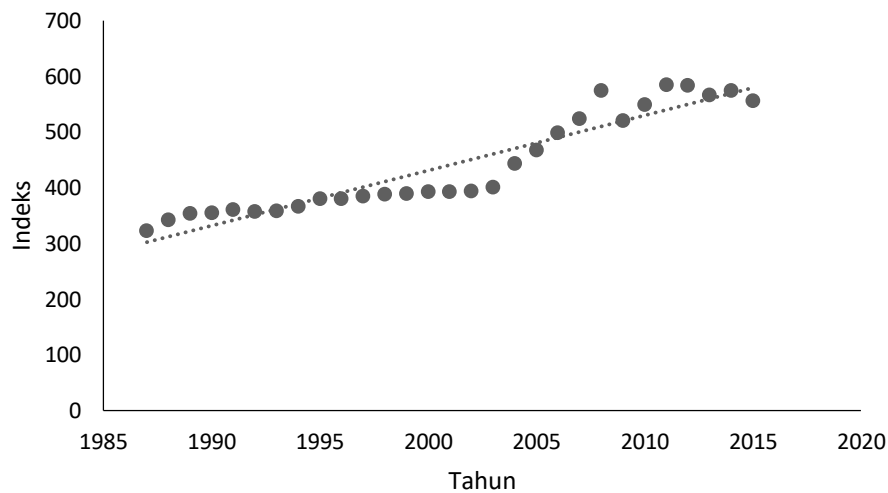
Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari indeks pada tahun analisa. Harga indeks tahun 2019 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2019, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4. 37 Indeks Harga Alat

Tahun (Xi)	CE Indeks Indeks (Yi)
1987	324
1988	343
1989	355
1990	356
1991	361,3
1992	358,2
1993	359,2
1994	368,1
1995	381,1
1996	381,7
1997	386,5
1998	389,5
1999	390,6
2000	394,1
2001	394,3
2002	395,6
2003	402
2004	444,2
2005	468,2
2006	499,6
2007	525,4
2008	575,4
2009	521,9
2010	550,8
2011	585,7
2012	584,6
2013	567,3
2014	576,1
2015	556,8

(www.chemengonline.com/pci, 2019)

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi linier yang diperoleh adalah $y = 9,878x - 193,25$. Pabrik asam salisilat dengan Kapasitas 5.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2024, berikut adalah grafik hasil *plotting* data :



Gambar 4. 8 Grafik Indeks Harga

Berdasarkan data tersebut, maka persamaan regresi linear yang diperoleh adalah $y = 9,878x - 193,25$. Pabrik asam salisilat dengan kapasitas 5.000 ton/tahun akan dibangun pada tahun 2024, maka dari persamaan regresi linear diperoleh indeks sebesar 668,07.

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

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Dalam hubungan ini:

E_x :Harga pembelian pada tahun 2019

E_y :Harga pembelian pada tahun referensi 2014

N_x :Indeks harga pada tahun 2019

N_y :Indeks harga pada tahun referensi 2014

Berdasarkan rumus tersebut, maka didapatkan hasil perhitungan alat sebagai berikut:

Tabel 4. 38 Harga Alat Proses

No.	Nama alat	Jumlah	Harga Total
1	Tangki penyimpanan Fenol	1	\$ 51.024
2	Tangki penyimpanan CO ₂	1	\$ 3.290.611
3	Tangki penyimpanan Asam sulfat 98%	1	\$ 65.752
4	Bin NaOH	1	\$ 33.166
5	Bin Karbon Aktif	1	\$ 3.943
6	Bin Asam Salisilat	1	\$ 12.408
7	<i>Screw Conveyor</i>	4	\$ 8.813
8	<i>Belt Conveyor</i>	2	\$ 4.639
9	<i>Bucket Elevator</i>	4	\$ 47.314
10	Kompresor	1	\$ 928
11	Reaktor 1	1	\$ 13.568
12	Reaktor 2	1	\$ 375.725
13	Reaktor 3	1	\$ 243.642
14	<i>Mixer 1</i>	1	\$ 4.871
15	<i>Mixer 2</i>	1	\$ 118.168

No.	Nama alat	Jumlah	Harga Total
16	<i>Mixer 3</i>	1	\$ 72.130
17	<i>Rotary drum vacum filter</i>	1	\$ 221.956
18	<i>Centrifuge</i>	1	\$ 188.326
19	<i>Rotary Dryer</i>	1	\$ 122.459
20	<i>Evaporator</i>	1	\$ 342.327
21	<i>Crystallizer</i>	1	\$ 90.104
22	<i>Heater 1</i>	1	\$ 1.855
23	<i>Heater 2</i>	1	\$ 2.667
24	<i>Heater 3</i>	1	\$ 214.419
25	<i>Blower</i>	1	\$ 37.457
26	<i>Cooler 1</i>	1	\$ 1.276
27	Pompa-01a	2	\$ 7.886
28	Pompa-01b	2	\$ 7.886
29	Pompa-01c	2	\$ 9.973
30	Pompa 1	2	\$ 7.886
31	Pompa 2	2	\$ 7.886
32	Pompa 3	2	\$ 7.886
33	Pompa 4	2	\$ 9.277
34	Pompa 5	2	\$ 9.277
35	Pompa 6	2	\$ 7.886
36	Pompa 7	2	\$ 7.886
37	Pompa 8	2	\$ 7.886
38	Pompa 9	2	\$ 9.973
	Total	57	\$ 5.420.185

Tabel 4. 39 Harga Alat Utilitas

No.	Nama alat	Jumlah	Harga total
1	<i>Screening</i>	1	\$ 27.947
2	<i>Reservoir</i>	1	\$ 9.277
3	Bak Koagulasi dan Flokulasi	1	\$ 1.600
4	Bak Pengendap I	1	\$ 9.609
5	Bak Pengendap II	1	\$ 9.129
6	<i>Sand Filter</i>	1	\$ 34.905
7	Bak Air Penampung Sementara	1	\$ 1.143
8	Bak Air Pendingin	1	\$ 230
9	<i>Cooling Tower</i>	1	\$ 46.386
10	<i>Blower Cooling Tower</i>	1	\$ 48.705
11	<i>Deaerator</i>	1	\$ 1.739
12	<i>Boiler</i>	1	\$ 1.326.983
13	Tangki Alum	1	\$ 9.509
14	Tangki Klorinasi	1	\$ 5.450
15	Tangki Kaporit	1	\$ 5.450
16	Tangki Air Bersih	1	\$ 36.761
17	Tangki Service Water	1	\$ 48.937
18	Tangki Air Bertekanan	1	\$ 6.378
19	Mixed Bed	1	\$ 579.823
20	Tangki NaCl	1	\$ 61.229
21	Tangki Air Demin	1	\$ 721.532
22	Tangki Hydrazine	1	\$ 73.869
23	Pompa 1	2	\$ 39.196
24	Pompa 2	2	\$ 39.196
25	Pompa 3	2	\$ 39.196
26	Pompa 4	2	\$ 3.479
27	Pompa 5	2	\$ 39.196
28	Pompa 6	2	\$ 39.196
29	Pompa 7	2	\$ 39.196
30	Pompa 8	2	\$ 37.573
31	Pompa 9	2	\$ 37.573
32	Pompa 10	2	\$ 3.711
33	Pompa 11	2	\$ 9.045
34	Pompa 12	2	\$ 9.045
35	Pompa 13	2	\$ 9.045

No.	Nama alat	Jumlah	Harga total
36	Pompa 14	2	\$ 9.045
37	Pompa 15	2	\$ 10.205
38	Pompa 16	2	\$ 10.205
39	Pompa 17	2	\$ 11.828
40	Pompa 18	2	\$ 36.413
41	Pompa 19	2	\$ 36.413
42	Pompa 20	2	\$ 4.871
43	Pompa 21	2	\$ 39.660
44	Pompa 22	2	\$ 13.220
45	Tangki Bahan Bakar	1	\$ 31.079
46	Kompresor	1	\$ 8.929
Total			\$ 3.620.344

4.8.2 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan digunakan untuk mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak secara ekonomi. Berikut adalah perhitungan – perhitungan yang digunakan dalam analisa kelayakan ekonomi dari suatu rancangan pabrik.

1. Dasar Perhitungan

- Kapasitas Produksi = 5.000 ton/tahun
- Satu tahun operasi = 330 hari
- Tahun pendirian pabrik = 2019
- Kurs mata uang = 1 US\$ = Rp 14.240
- Upah pekerja asing : \$ 20/*manhour*
- Upah pekerja Indonesia : Rp. 15.000/*manhour*
- 1 *manhour* asing : 2 *manhour* Indonesia
- 5% tenaga asing : 95% tenaga Indonesia

2. Perhitungan Biaya

a. *Capital Investment*

Capital investment merupakan jumlah pengeluaran yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik dan untuk mengoperasikannya. *Capital investment* terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas – fasilitas pabrik.

2. *Working Capital Investment*

Biaya yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal untuk menjalankan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu.

b. *Manufacturing Cost*

Manufacturing Cost merupakan jumlah *Direct*, *Indirect* dan *Fixed Manufacturing Cost*, yang bersangkutan dalam pembuatan produk. Menurut Aries and Newton, 1955 *Manufacturing Cost* meliputi:

1. *Direct Cost*

Direct Cost adalah pengeluaran yang berkaitan langsung dengan pembuatan produk.

2. *Indirect Cost*

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

3. *Fixed Cost*

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

c. *General Expense*

Berupa pengeluaran umum meliputi pengeluaran–pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

d. *Percent Return On Investment (ROI)*

Return On Investment adalah tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{keuntungan}}{\text{Fixed Capital}} \times 100\% \quad (4.8)$$

e. *Pay Out Time (POT)*

Pay Out Time (POT) merupakan :

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

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital Investment}}{\text{Keuntungan} + \text{Depresiasi}} \times 100\% \quad (4.9)$$

f. *Break Even Point* (BEP)

Break Even Point (BEP) merupakan :

1. Titik impas produksi yaitu suatu kondisi dimana pabrik tidak mendapatkan keuntungan maupun kerugian.
2. Titik yang menunjukkan pada tingkat berapa biaya dan penghasilan jumlahnya sama. Dengan BEP kita dapat menentukan harga jual dan jumlah unit yang dijual secara minimum dan berapa harga serta unit penjualan yang harus dicapai agar mendapat keuntungan.
3. Kapasitas produksi pada saat *sales* sama dengan *total cost*. Pabrik akan rugi jika beroperasi dibawah BEP dan akan untung jika beroperasi diatas BEP.

$$\text{BEP} = \frac{Fa + 0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (4.10)$$

Keterangan:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

g. *Shut Down Point* (SDP)

Shut Down Point (SDP) merupakan:

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).

2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

$$SDP = \frac{0,3 Ra}{Sa - Va - 0,7 Ra} \times 100\% \quad (4.11)$$

h. *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR) merupakan:

1. Analisa kelayakan ekonomi dengan menggunakan DCFR dibuat dengan menggunakan nilai uang yang berubah terhadap waktu dan dirasakan atau investasi yang tidak kembali pada akhir tahun selama umur pabrik.
2. Laju bunga maksimal dimana suatu proyek dapat membayar pinjaman beserta bunganya kepada bank selama umur pabrik.
3. Merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan atas investasi yang tidak kembali pada setiap akhir tahun selama umur pabrik

Berikut adalah persamaan yang digunakan dalam penentuan DCFR.

$$(FC + WC)(1 + i)^N = C \sum_{T=1}^{n=X-1} (1 + i)^N + WC + SV \quad (4.12)$$

Keterangan :

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow (profit after taxes + depresiasi + finance)*

n : Umur pabrik = 10 tahun

i : Nilai DCFR

i. Hasil Perhitungan

Tabel 4. 40 *Physcal Plant Cost (PPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Harga (Rp)	Harga (\$)
1	<i>Purchased Equipment cost</i>	Rp 132.349.975.197	\$ 9.294.240
2	<i>Delivered Equipment Cost</i>	Rp 33.087.493.799	\$ 2.323.560
3	Instalasi cost	Rp 20.914.270.238	\$ 1.468.699
4	Pemipaan	Rp 30.772.763.369	\$ 2.161.009
5	Instrumentasi	Rp 32.955.701.478	\$ 2.314.305
6	Insulasi	Rp 4.963.588.782	\$ 348.567
7	Listrik	Rp 19.852.496.279	\$ 1.394.136
8	Bangunan	Rp 17.025.000.000	\$ 1.195.576
9	<i>Land & Yard Improvement</i>	Rp 166.400.000.000	\$ 11.685.393
<i>Physical Plant Cost (PPC)</i>		Rp 458.321.289.142	\$ 32.185.484

Tabel 4. 41 *Direct Plant Cost (DPC)*

No	<i>Type of Capital Investment</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Engineering and Construstion</i>	Rp 91.664.257.828	\$ 6.437.097
Total (DPC + PPC)		Rp 549.985.546.971	\$ 38.622.581

Tabel 4. 42 Fixed Capital Investment (FCI)

No	<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Direct Plant Cost</i>	Rp 549.985.546.971	\$ 38.622.581
2	<i>Cotractor's fee</i>	Rp 54.998.554.697	\$ 3.862.258
3	<i>Contingency</i>	Rp 54.998.554.697	\$ 3.862.258
Jumlah		Rp 659.982.656.365	\$ 46.347.097

1. Penentuan Total Production Cost (TPC)**Tabel 4. 43 Direct Manufacturing Cost (DMC)**

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Raw Material</i>	Rp 181.606.272.050	\$ 12.753.249
2	<i>Labor</i>	Rp 33.462.000.000	\$ 2.349.860
3	<i>Supervision</i>	Rp 5.019.300.000	\$ 352.479
4	<i>Maintenance</i>	Rp 13.199.653.127	\$ 926.942
5	<i>Plant Supplies</i>	Rp 1.979.947.969	\$ 139.041
6	<i>Royalty and Patents</i>	Rp 20.292.005.422	\$ 1.425.000
7	<i>Utilities</i>	Rp 2.213.199	\$ 155
Direct Manufacturing Cost (DMC)		Rp 255.561.391.768	\$ 17.946.727

Tabel 4. 44 Indirect Manufacturing Cost (IMC)

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 6.023.160.000	\$ 422.975
2	<i>Laboratory</i>	Rp 5.019.300.000	\$ 352.479
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 20.077.200.000	\$ 1.409.916
4	<i>Packaging and Shipping</i>	Rp 33.820.009.037	\$ 2.375.001
Indirect Manufacturing Cost (IMC)		Rp 64.939.669.037	\$ 4.560.370

Tabel 4. 45 Fixed Manufacturing Cost (FMC)

No	<i>Type of Expenses</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	<i>Depreciation</i>	Rp 52.798.612.509	\$ 3.707.768
2	<i>Property taxes</i>	Rp 6.599.826.564	\$ 463.471
3	<i>Insurance</i>	Rp 6.599.826.564	\$ 463.471
Fixed Manufacturing Cost (FMC)		Rp 65.998.265.637	\$ 4.634.710

Tabel 4. 46 Manufacturing Cost (MC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Direct Manufacturing Cost (DMC)	Rp 255.561.391.768	\$ 17.946.727
2	Indirect Manufacturing Cost (IMC)	Rp 64.939.669.037	\$ 4.560.370
3	Fixed Manufacturing Cost (FMC)	Rp 65.998.265.637	\$ 4.634.710
Manufacturing Cost (MC)		Rp 386.499.326.441	\$ 27.141.807

Tabel 4. 47 Working Capital (WC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Raw Material Inventory	Rp 3.852.254.256	\$ 270.523
2	Inproses Onventory	Rp 585.605.040	\$ 41.124
3	Product Inventory	Rp 8.198.470.561	\$ 575.735
4	Extended Credit	Rp 14.347.882.622	\$ 1.007.576
5	Available Cash	Rp 35.136.302.404	\$ 2.467.437
Working Capital (WC)		Rp 62.120.514.882	\$ 4.362.396

Tabel 4. 48 General Expense (GE)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Administration	Rp 11.594.979.793	\$ 814.254
2	Sales Expense	Rp 85.029.851.817	\$ 5.971.197
3	Research	Rp 30.919.946.115	\$ 2.171.345
4	Finance	Rp 21.663.095.137	\$ 1.521.285
General Expenses(GE)		Rp 149.207.872.863	\$ 10.478.081

Tabel 4. 49 Total Production Cost (TPC)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
1	Manufacturing Cost (MC)	Rp 386.499.326.441	\$ 27.141.807
2	General Expenses(GE)	Rp 149.207.872.863	\$ 10.478.081
Total Production Cost (TPC)		Rp 535.707.199.304	\$ 37.619.888

Tabel 4. 50 Fixed Cost (Fa)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya (\$)	
1	Depresiasi	Rp	52.798.612.509	\$	3.707.768
2	Property Taxes	Rp	6.599.826.564	\$	463.471
3	Asuransi	Rp	6.599.826.564	\$	463.471
Total Fa		Rp	65.998.265.637	\$	4.634.710

Tabel 4. 51 Variable Cost (Va)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya (\$)	
1	Raw Material	Rp	181.606.272.050	\$	12.753.249
2	Packaging and Shipping	Rp	33.820.009.037	\$	2.375.001
3	Utilities	Rp	2.213.199	\$	155
4	Royalty & Patent	Rp	20.292.005.422	\$	1.425.000
Total Va		Rp	235.720.499.708	\$	16.553.406

Tabel 4. 52 Regulated Cost (Ra)

No	Type of Expenses	Biaya (Rp)		Biaya (\$)	
1	Gaji Karyawan	Rp	33.462.000.000	\$	2.349.860
2	Payroll Overhead	Rp	20.077.200.000	\$	1.409.916
3	Plant Overhead	Rp	6.023.160.000	\$	422.975
4	Supervision	Rp	5.019.300.000	\$	352.479
5	Laboratory	Rp	5.019.300.000	\$	352.479
6	Administration	Rp	11.594.979.793	\$	814.254
7	Finance	Rp	21.663.095.137	\$	1.521.285
8	Sales expense	Rp	85.029.851.817	\$	5.971.197
9	Research	Rp	30.919.946.115	\$	2.171.345
10	Maintenance	Rp	13.199.653.127	\$	926.942
11	Plant Supplies	Rp	1.979.947.969	\$	139.041
Total Ra		Rp	233.988.433.959	\$	16.431.772

Sa (sales) = Rp 676.400.180.734 atau \$ 47.500.000

Berdasarkan rincian perhitungan tersebut maka didapatkan data untuk menguji apakah pabrik layak dibangun, berikut perhitungannya :

1) *Percent Return On Investment (ROI)*

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

ROI sebelum pajak = 21,32 %

ROI setelah pajak = 15,99%

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

2) *Pay Out Time (POT)*

$$\text{POT} = \frac{\text{Fixed Capital}}{\text{Keuntungan Tahunan} + \text{Depresiasi}} \times 100\%$$

POT sebelum pajak = 3,41 tahun

POT setelah pajak = 4,17 tahun

Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun dan resiko tinggi 2 tahun (Aries and Newton, 1955).

3) *Break Even Point (BEP)*

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

BEP = 49,19 %

BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40%–60%.

4) *Shut Down Point (SDP)*

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

SDP = 25,35 %

5) Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

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

Umur pabrik = 10 tahun

Fixed Capital Investment = Rp 659.982.565.365

Working Capital = Rp 62.120.514.882

Salvage Value (SV) = Rp 52.798.612.509

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

$$= \text{Rp } 127.186.538.978$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai i : 0,1538

DCFR : 15,38 %

Minimum nilai DCFR = 1,5 x suku bunga deposito bank

$$= 1,5 \times 5,50\%$$

$$= 8,25\%$$

Kesimpulan : Memenuhi syarat

(Didasarkan pada suku bunga deposito di bank saat ini adalah 5,25 %,)

4.8.2 Analisa Keuntungan

a. *Keuntungan Sebelum Pajak*

Total penjualan : Rp 676.400.180.734

Total biaya produksi : Rp 535.707.199.304

Keuntungan : Total penjualan - Total biaya produksi

$$: \text{Rp } 140.692.981.430$$

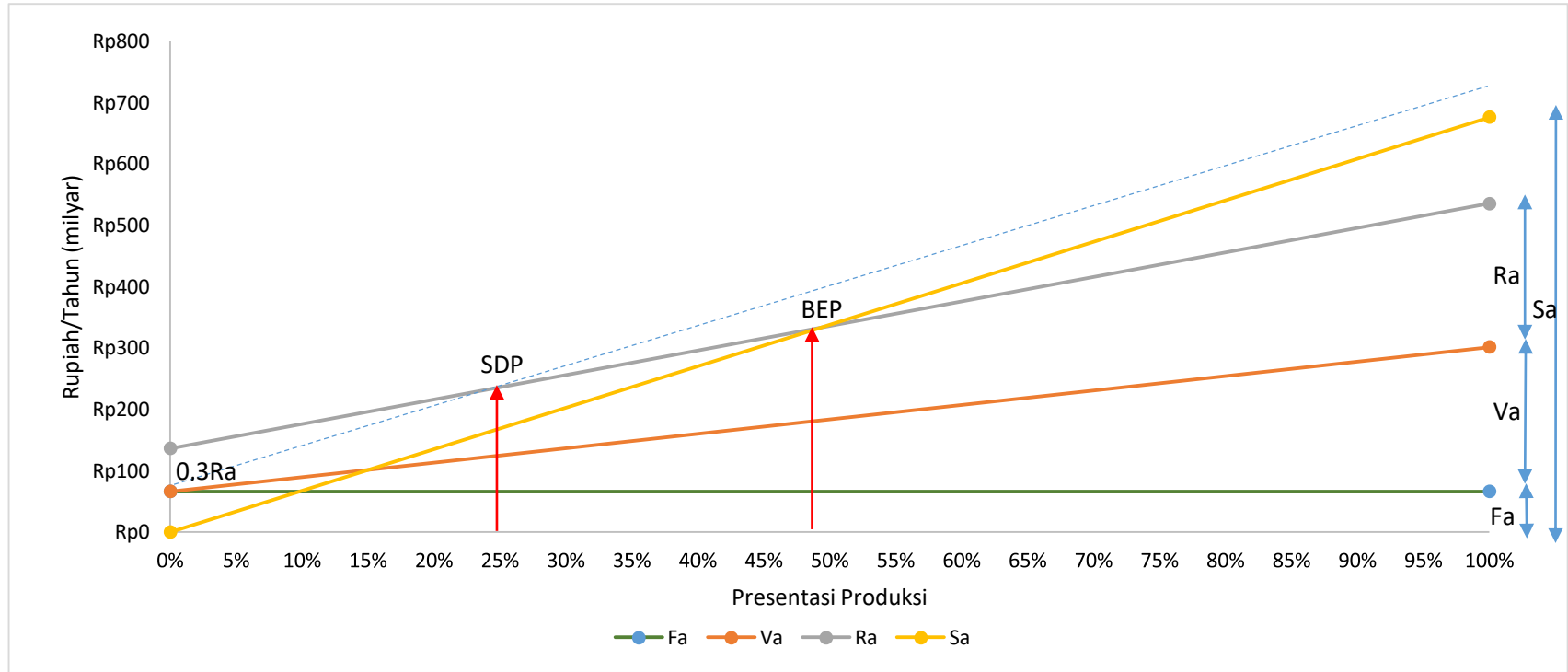
b. *Keuntungan Sesudah Pajak*

Pajak : 25 % x Rp 140.692.981.430

: Rp 35.173.245.358

Keuntungan : Keuntungan sebelum pajak – pajak

: Rp 105.519.736.073



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

Gambar 4. 9 Grafik Analisis Kelayakan

BAB V

PENUTUP

5.1 Kesimpulan

Pabrik asam salisilat dari fenol dan karbon dioksida dengan kapasitas 5.000 ton/tahun akan didirikan pada tahun 2024 guna memenuhi kebutuhan pasar di Indonesia. Dalam perancangan pabrik asam salisilat ini diperoleh kesimpulan sebagai berikut:

1. Perancangan asam salisilat dari fenol dan karbon dioksida dengan kapasitas 5.000 ton/tahun bertujuan untuk mengurangi nilai impor asam salisilat dari luar negeri.
2. Berdasarkan tinjauan kondisi operasi, pemilihan bahan baku, dan jenis produk, maka asam salisilat dari fenol dan karbon dioksida ini tergolong pabrik dengan resiko rendah (*low risk*).
3. Berdasarkan hasil analisis ekonomi adalah sebagai berikut:
 - Keuntungan yang diperoleh sebelum pajak Rp 140.692.981.430 dan keuntungan yang diperoleh setelah pajak (25%) sebesar Rp 105.519.736.037
 - *Return On Investment* (ROI)
Presentase ROI sebelum pajak sebesar 21,32% dan presentase ROI setelah pajak sebesar 15,99%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% dan resiko tinggi minimum adalah 44%.

- *Pay Out Time* (POT)

POT sebelum pajak adalah 3,41 tahun sedangkan POT setelah pajak adalah 4,17 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun.

- *Break Event Point* (BEP) pada 49,19%. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40-60%.
- *Shut Sown Point* (SDP) yang didapatkan sebesar 25,35%.
- *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 15,38%. Suku bunga deposito di bank saat ini adalah 5,50%.

Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik asam salisilat dari fenol dan karbon dioksida dengan kapasitas 5.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

5.2 Saran

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

1. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik-pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
2. Sebaiknya pabrik asam salisilat ini dapat direalisasikan di Indonesia. Karena, ketersediaan bahan baku yang mudah didapat dan tingkat konsumsi yang semakin meningkat dari tahun ke tahun.

DAFTAR PUSTAKA

- Brown, G. G., Katz, D., Foust, A. S., and Schneidewind, C., "*Unit Operation*", John Wiley and Sons, Inc., New York, 1950.
- Brownell, L.E and Young, E.H., "*Equipment Design*", John Willey & Sons, inc., New York, 1959.
- Chem-Supply PTY LTD, "*Material Safety Data Sheet Salicylic Acid*", <https://www.chemsupply.com.au/documents/SL0361CH5V.pdf>., diakses tanggal 27 Agustus 2019.
- Coulson, J. M., and Richardson, J. F., "*Chemical Engineering Design*", Vol 6, 1st ed., Pegamon Press., Oxford, 1983.
- Coulson, J. M., and Richardson, J. F., "*Chemical Engineering Design*", Vol 6, 4st ed., Pegamon Press., Oxford, 2005.
- Damayanti, "*Prarancangan Pabrik Asam salisilat dari Fenol dan Sodium Hidroksida dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun*", Skripsi, tidak diterbitkan, Universitas Lampung, 2015.
- Fogler, H., S., "*Element of Chemical Reaction Engineering*", 4th ed., Prentice Hall Professional Technical Reference, New York, 2005.
- Jansen, Gert et al., "*Chemical Process ent of Salicylic Acid* ", United States Patent, United States, 1983.
- Kern, D. Q., "*Process Heat Transfer*", Mc Graw Hill Book Company, Japan, 1965.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 4th ed., vol. 5, Interscience Publisher, John Wiley and Sons, New York, 2001.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 4th ed., vol. 18, Interscience Publisher, John Wiley and Sons, New York, 2001.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 4th ed., vol. 21, Interscience Publisher, John Wiley and Sons, New York, 2001.
- Kirk, R.E., and Othmer, D.F., "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 4th ed., vol. 22, Interscience Publisher, John Wiley and Sons, New York, 2001.

- LabChem, Inc., “*Material Safety Data Sheet Sodium Hydroxide*”,
<http://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC23900.pdf>., diakses tanggal
27 Agustus 2019.
- LabChem, Inc., “*Material Safety Data Sheet Sulfuric Acid*”,
<http://www.labchem.com/tools/msds/msds/LC25550.pdf>., diakses tanggal
27 Agustus 2019.
- Perry, R. H., and Green, D. W., “*Perry’s Chemical Engineer’s Handbook*”, 6 ed.,
Mc Graw Hill Book Co., Singapore, 1997.
- Perry, R. H., Green, D. W., and James O. M., “*Perry’s Chemical Engineers
Handbook*”, 8th Edition, McGraw Hill Book Company, New York, 2008.
- Peters, M. S. and Timmerhaus, K. D., “*Plant Design and Economics for Chemical
Engineers*”, 4th ed., pp. 150-209; 618-686; 708-713, McGraw-Hill Book
Company, Inc., New York, 1991.
- Poffenberger, Noland and Pontz, Donald F., Midland Mich., “*Production of
Purified Salicylic Acid*”, United States Patent Office, United States, 1967.
- Powell, S. T., “*Water Conditioning for Industry*”, 1st ed., Mc Graw Hill Book Co.,
Tokyo, 1954.
- Praxair, Inc., “*Material Safety Data Sheet Carbon Dioxide*”,
<http://amp.generalair.com/MsdsDocs/PA4574S.pdf>., diakses tanggal 27
Agustus 2019.
- Rase, H. F., “*Chemical Reactor Design for Process Plant*”, 1st ed., Mc Graw Hill
Book Company, Inc., New York, 1977.
- Sasol Chemicals LLC, “*Material Safety Data Sheet Phenol*”,
<http://www.sasoltechdata.com/MSDS/MUSA-PHENOL.pdf>., diakses
tanggal 27 Agustus 2019
- Treyball, R.E., “*Mass Transfer Operation*”, 3rd ed., Mc Graw Hill Book Company,
Singapore, 1980.
- Ulrich, G. D., “*A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*”,
pp. 324-329, John Wiley and Sons, Inc., New York, 1984.
- Walas, S.M., “*Chemical Process Equipment*”, Butterworth Series in Chemical
Engineering, 1988.

Wallas, S. M., "*Chemical Process Equipment*", Butterworth-Heinemann Washington, 1990.

Yaws, C.L., "*Yaws' Handbook of Thermodynamic and Physical Properties of Chemical Compounds*", John Wiley and Sons, New York, 1998.

Yaws, C. L., "*Chemical Properties Handbook Physical, Thermodynamics, Enviromental, Transport, Safety, and Health Related Properties for Organic and Inorganic Chemical*", Mc Graw Hill Book Companies, Inc., New York, 1999.

<http://www.alibaba.com/product-detail>, diakses pada tanggal 19 Agustus 2019.

<https://www.beritasatu.com/ekonomi/459743/pertumbuhan-fmcg-indonesia-tertinggi-di-asia>, diakses pada tanggal 28 Mei 2019.

<https://www.chemengonline.com/pci>, diakses pada tanggal 20 Agustus 2019.

<https://www.dataun.org>, diakses pada tanggal 23 Mei 2019.

<http://www.gajiumr.com/gaji-umr-jawa-barat>, diakses pada tanggal 1 September 2019.

<http://www.infoindramayu.com/statistikkependudukankabupaten-indramayu/-2016>, diakses pada tanggal 1 September 2019.

<https://patents.google.com/patent/CN1119314C/en>., "*Process for Preparing Salicylic Acid by Slovent Method*", China, diakses pada 1 Mei 2019.

<https://patents.google.com/patent/US4376768>., "*Chemical Process*", Denmark, diakses pada 1 Mei 2019.

<https://patents.google.com/patent/US4529817>., "*Process for preparing aromatic hydrixycarboxylic acids*", Germany, diakses pada 5 Mei 2019.

<https://patents.google.com/patent/CN1733684A>., "*Novel supercritical phase salicylic acid synthesis process*", China, diakses pada 5 Mei 2019.

<https://patents.google.com/patent/CN102159593A>., "*Method for preparing phenol sodium salt in aqueous phase*", China, diakses pada 5 Mei 2019

LAMPIRAN

A

LAMPIRAN-LAMPIRAN

REAKTOR-01

Tugas : Mereaksikan fenol dengan larutan natrium hidroksida 68% menjadi *sodium phenoxide* dengan kecepatan umpan fenol = 583.8939 kg/jam dan kecepatan larutan natrium hidroksida 68% = 243.4962 kg/jam.

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi : Tekanan : 1 atm
Suhu : 100 °C

A. Neraca Massa

A. Umpan Masuk

a. Umpan fenol :

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} = 6,2116 \text{ kmol/jam} = 583,8939 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,0324 \text{ kmol/jam} = 0,5839 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 6,2441 \text{ kmol/jam} = 584,4778 \text{ kg/jam}$$

b. Umpan larutan natrium hidroksida 68% :

$$\text{NaOH} = 6,0874 \text{ kmol/jam} = 243,4962 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 6,3659 \text{ kmol/jam} = 114,5864 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 12,4533 \text{ kmol/jam} = 358,0826 \text{ kg/jam}$$

B. Hasil Reaksi

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} = 0,1242 \text{ kmol/jam} = 11,6779 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 12,4858 \text{ kmol/jam} = 224,7436 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa} = 6,0874 \text{ kmol/jam} = 706,1389 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 18,6974 \text{ kmol/jam} = 942,5604 \text{ kg/jam}$$

B. Neraca Panas

a. Enthalpi umpan fenol :

$$\text{Suhu umpan masuk } (T_1) = 100,0 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_0) = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	M (kg/jam)	N (kmol/jam)	Cp .T (kJ/K. kmol)	H (kJ/jam)
C ₆ H ₅ OH	583,89	6,21	5.653,54	35.117,74
H ₂ O	0,58	0,03	6.766,16	219,48
Jumlah	584,47	6,24		35.337,23

$$\text{Enthalpi umpan } (H_1) = 35.337,23 \text{ kJ/jam}$$

b. Enthalpi umpan larutan natrium hidroksida 68% :

$$\text{Suhu Umpan masuk } (T_2) = 100,0 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_0) = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	M (kg/jam)	N (kmol/jam)	Cp (kJ/kg.K)	Cp .T (kJ/k.kmol)	H (kJ/jam)
NaOH 68%	243,49	6,08	2,77	-	50.714,16
H ₂ O	114,58	6,36	-	6.766,16	43.072,78
Jumlah	358,08	12,45			93.786,95

$$\text{Enthalpi umpan (H}_2\text{)} = 93.786,9517 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Enthalpi masuk (H}_{\text{in}}\text{)} = 129.124,18 \text{ kJ/jam}$$

c. Enthalpi hasil reaksi :

$$\text{Suhu hasil reaksi (T}_3\text{)} = 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi (T}_0\text{)} = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	M (kg/jam)	N (kmol/jam)	Cp (kJ/kg.K)	Cp . T (kJ/k.kmol)	H (kJ/jam)
C ₆ H ₅ OH	11,67	6,09	0,0069	-	702,35
NaOH	224,74	0,12	-	5.653,54	365,62
H ₂ O	706,13	12,49	-	6.776,16	84.480,63
Jumlah	941,97	18,70			85.548,60

$$\text{Enthalpi hasil reaksi (H}_3\text{)} = 85.548,60 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Enthalpi keluar (H}_{\text{out}} \text{) } = 85.548,60 \text{ kJ/jam}$$

d. Panas reaksi pembakaran bahan bakar dan kebutuhan bahan bakar :

Dari data literatur diperoleh :

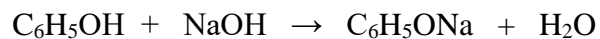
$$\text{Panas Pembentukan } \Delta H_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_5\text{ONa} = -329,2000 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Panas Pembentukan } \Delta H_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_5\text{OH} = -165,0000 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Panas Pembentukan } \Delta H_f^\circ \text{ NaOH} = -469,1500 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Panas Pembentukan } \Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{O} = -286,0450 \text{ kJ/kmol}$$

Reaksi pembakaran bahan bakar :



$$\Delta H^\circ = \Delta H_f^\circ \text{ Produk} - \Delta H_f^\circ \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H^\circ = (n \text{ C}_6\text{H}_5\text{ONa. } \Delta H_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_5\text{ONa} + n \text{ H}_2\text{O. } \Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{O}) - (n \text{ C}_6\text{H}_5\text{OH. } \Delta H_f^\circ \text{ C}_6\text{H}_5\text{OH} + n \text{ NaOH. } \Delta H_f^\circ \text{ NaOH})$$

$$= ((6,0874 \times -329,2000) + (12,4858 \times -286,0450)) - ((6,2116 \times -165,0000) + (6,0874 \times -469,1500))$$

$$= -1.694,6356 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_r = \sum -\Delta H^\circ \times \text{mol}$$

$$Q_r = 1.694,6356 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = \Delta H_{out} - \Delta H_{in} - Q_r$$

$$\Delta H = (85.548,5965 - 129.124,1823 - 1.694,6356) \text{ KJ/jam}$$

$$\Delta H = -45.270,2214 \text{ kJ/jam (melepas panas)}$$

Oleh karena itu, dibutuhkan air pendingin (m) sebagai sistem penerima panas yang dilepaskan oleh reaksi di dalam reaktor (R-01).

$$Q \text{ air pendingin} = -\Delta H$$

$$= -(-45.270,2214) \text{ kJ/jam}$$

$$= 45.270,2214 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$\Delta H = C_p \cdot \Delta T$$

$$C_p \text{ air pada } 28^\circ\text{C} = 4.1256 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_p \text{ air pada } 40^\circ\text{C} = 4.2080 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\Delta H = \Delta H(40^\circ\text{C}) - \Delta H(28^\circ\text{C})$$

$$= (4,2080(313 - 298)) - (4,1256(301 - 298))$$

$$= 50,7432 \text{ kJ/kg}$$

Maka, kebutuhan air pendingin =

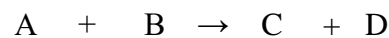
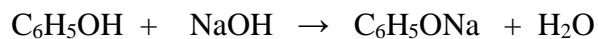
$$m = \frac{45.270,2214 \text{ kJ/jam}}{50.7432 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 892,1436 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas :

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Entalpi umpan I	35.337,75	Entalpi hasil reaksi (H ₃)	85.548,60
Entalpi umpan II	93.786,96	Pendingin	45.270,22
Panas reaksi	1.694,64		
Total	130.818,82	Total	130.818,82

C. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi



dengan,

$$-r_B = \frac{-dC_B}{dt} = k \cdot C_A C_B$$

Dari data perhitungan diperoleh :

$$\text{Densitas C}_6\text{H}_5\text{OH} = 1.005,6131 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas NaOH} = 1.878,7972 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas H}_2\text{O} = 955,7621 \text{ kg/m}^3$$

reaksi untuk kondisi operasi T = 100 °C dan Tekanan 1 atm.

Laju volumetrik umpan :

Komponen	m (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
C ₆ H ₅ OH	583,89	1.005,61	0,58
NaOH	243,49	1.878,79	0,13
H ₂ O	114,58	955,76	0,12
Total			0,83

Kondisi Awal :

$$\text{Konsentrasi awal } C_6H_5OH (C_{A0}) = 7,4773 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Konsentrasi awal NaOH } (C_{B0}) = 7.3277 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Perbandingan konsentrasi (M)} = 1,0204$$

$$\text{Konversi Reaktor } (X_B) = 0,98$$

$$\text{Waktu reaksi dalam reaktor} = 0,50 \text{ jam}$$

Untuk Reaktor Alir Tangki Berpengaduk berlaku :

$$V = \frac{Fv \cdot C_{B0} \cdot X_B}{(-r_B)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot C_{B0} \cdot X_B}{k \cdot C_{B0}^2 \cdot (1 - X_B) \cdot (M - X_B)}$$

$$k = \frac{Fv \cdot C_{B0} \cdot X_B}{V \cdot C_{B0}^2 \cdot (1 - X_B) \cdot (M - X_B)}$$

$$k = \frac{C_{B0} \cdot X}{\tau \cdot C_{B0}^2 \cdot (1 - X) \cdot (M - X)}$$

$$\text{Dengan } M = \frac{C_{A0}}{C_{B0}}$$

$$\tau = \frac{V}{Fv}$$

$$-r_B = k \cdot C_{B0}^2 \cdot (1 - X_B) \cdot (M - X_B)$$

Maka nilai konstanta reaksinya (k) adalah =

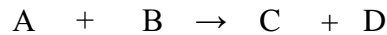
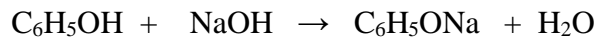
$$k = \frac{(7,3277) \cdot (0,98)}{(0,5) \cdot (7,3277)^2 \cdot (1 - 0,98) \cdot (1,0204 - 0,98)}$$

$$k = 330,9702 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

D. Perhitungan Volume dan Ukuran Reaktor

Asumsi :

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Bisa dianggap isothermal karena cairan dalam tangki *mixed flow*
- Reaksi sederhana orde dua terhadap C₆H₅OH dan NaOH



dengan,

$$-r_B = \frac{-dC_B}{dt} = k \cdot C_A C_B$$

maka diperoleh volume reaktor :

$$\text{Konsentrasi awal C}_6\text{H}_5\text{OH (C}_{A0}\text{)} = 7,4773 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Konsentrasi awal NaOH (C}_{B0}\text{)} = 7.3277 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Perbandingan konsentrasi (M)} = 1,0204$$

$$\text{Konversi Reaktor (X}_B\text{)} = 0,98$$

$$\text{Konstanta kecepatan reaksi (k)} = 330,9702 \text{ m}^3/\text{kmol.jam}$$

$$\text{Laju alir volumetric umpan (Fv)} = 0,831 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume cairan dalam reaktor :

$$V = \frac{Fv \cdot C_{B0} \cdot X_B}{(-r_B)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot C_{B0} \cdot X_B}{k \cdot C_{B0}^2 \cdot (1 - X_B) \cdot (M - X_B)}$$

Maka volume reaksinya adalah :

$$V = \frac{(0,831) \cdot (7,3277) \cdot (0,98)}{(330,9702) \cdot (7,3277)^2 (1 - 0,98) \cdot (1,0204 - 0,98)}$$

$$\text{Volume reaksi} = 0,4151 \text{ m}^3$$

Over Design: 20 %

$$\begin{aligned}\text{Volume reaktor} &= 1,2 \times 0,4151 \\ &= 0.4981 \text{ (volume } \textit{design} \text{ yang digunakan)}\end{aligned}$$

Menghitung ukuran reaktor :

Reaktor berbentuk silinder tegak dengan perbandingan H : D = 1,5 : 1

$$\text{Volume shell} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times \text{Volume Shell}}{\pi}}$$

$$D = 0,8595 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi (H)} &= 1,5 \times 0,8595 \\ &= 1,2893 \text{ m}\end{aligned}$$

diperoleh ukuran Reaktor :

$$\begin{array}{ll} \text{Diameter} &= 0,8595 \text{ m} & \text{Tinggi} &= 1,2893 \text{ m} \\ &= 33,8388 \text{ in} & &= 50,7457 \text{ in} \end{array}$$

- *Volume Dish*

$$V \text{ dish} = 0,000049 \times D_s^3$$

Ds: Diameter *shell* (in)

V *dish*: Volume *dish* (ft³)

$$\begin{aligned}V \text{ dish} &= 0,000049 \times (33,8305^3) \\ &= 1.8972 \text{ in}^3 \\ &= 0,0011 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

- *Volume Straight flange* (V_{sf})

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$$

Di pilih $sf = 2$ in

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} (33,8305)^2 \frac{2}{144}$$

$$V_{sf} = 12,478 \text{ in}^3$$

$$= 0,0072 \text{ ft}^3$$

- $\text{Volume Head} = 2 (V_{dish} + V_{sf})$

$$= 2 (1.8972 + 12.478)$$

$$= 28.751 \text{ in}^3$$

$$= 0,000016 \text{ m}^3$$
- $\text{Volume reaktor} = V_{shell} + V_{head}$

$$= 0,4981 + 0,000016$$

$$= 0,4981 \text{ m}^3$$
- $\text{Volume Bottom} = 0,5 \times V_{head}$

$$= 0,5 \times 0,000016$$

$$= 0,000008 \text{ m}^3$$
- $\text{Volume cairan} = V_{shell} - V_{bottom}$

$$= 0,4981 - 0,000008$$

$$= 0,4981 \text{ m}^3$$
- $\text{Tinggi cairan} = \frac{4.V}{\pi D^2}$

$$= \frac{4.(0,4981)}{\pi(0,8593)^2} = 0,859 \text{ m}$$

A. Tekanan *Desain*

$$\rho_{campuran} = 1.225,263 \text{ kg/m}^3$$

$$P_{\text{Hidrostatic}} = \frac{\rho g h}{g_c}$$

Di mana,

$$g/g_c = 1$$

H = tinggi cairan

$$\begin{aligned} \text{Maka } P_{\text{hidrostatic}} &= \frac{1.225,263 \times 1 \times 0,859}{1} \\ &= 1.052,861 \text{ kg/m}^3 \\ &= 1,498 \text{ psi} \end{aligned}$$

P total = Tekanan operasi + Tekanan Hidrostatic

$$= 14,696 + 1,498 \text{ psi}$$

$$= 16,193 \text{ psi}$$

Tekanan *Over Design* 20% =

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times 16,193 \text{ psi}$$

$$= 19,432 \text{ psi}$$

$$= 1,3 \text{ atm}$$

B. Tebal Dinding Reaktor

Reaktor terdiri atas dinding (*shell*), tutup atas, dan tutup bawah

Tutup atas dan bawah berbentuk *torispherical*

Bahan untuk reaktor = *Carbon Steel SA 283 Grade C*

$$t_s = \frac{Pr}{(fE - 0,6P)} + C$$

(Pers. 13.1, Brownell & young, 1959; hal 254)

Diketahui spesifikasi =

Tebal *shell* (t_s)

Allowable Stress (f) = 18.142,2351 psi

Efisiensi sambungan (E) = 0,85

Faktor koreksi (C) = 0,015 in/tahun

Jari-jari *shell* (ri) = 16,915 in

Tekanan *design* (P) = 19,432 psi

$$\begin{aligned} \text{Maka tebal shell} &= \frac{(19,432) \cdot (16,915)}{((18.142,2351) \cdot (0,85)) - 0,6(19,432)} + 0,015 \\ &= 0,0363 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil tebal *shell standart* (t_s) = 0,188 in (3/16")

C. Tebal *Head*

$$t_h = \frac{P \cdot r_c \cdot W}{2fE - 0,2P} + C$$

(Persamaan 7.77 Brownell and Young, 1959 hal :138)

Di mana,

t_h = Tebal *Head*

W = faktor intensifikasi tegangan untuk jenis head

F = *Allowable stress* = 18.142,2351 psi

E = Efisiensi Sambungan = 0,85

C = Faktor korosi = 0,015 in

$$P = P_{\text{Design}} - P_{\text{Lingkungan}}$$

P = 19,432 – 14,696 psi

$$= 4,736 \text{ psi}$$

$$\text{OD} = \text{ID shell} + 2 t_s$$

$$\begin{aligned} \text{ID shell} &= 33.831 \text{ in} \\ t_s &= 0.036 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= 33,831 + 0,036 \\ &= 33,903 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil OD *standart* = 34 in

OD	34	in
icr = 2 1/8	2.125	in
r	34	in

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

Maka nilai $w = 1,750$ in

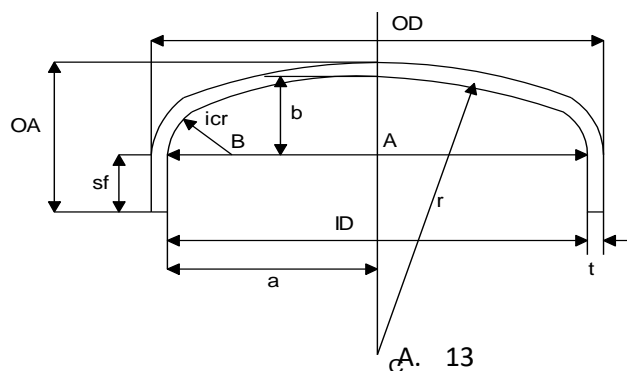
Sehingga didapat nilai tebal *head*

$$t_h = \frac{(4,736).(34).(1,750)}{2.(18.142,2351).(0,85) - (0,2).(4,736)} + 0,015$$

$$t_h = 0,024 \text{ in}$$

Diambil tebal *head standart* = 0,188 in (3/16")

D. Tinggi Head



Dengan tebal *head* 3/16' maka nilai *sf* adalah (1,5 – 2) in

Dipilih *sf* = 2 in

$$ID = OD - 2ts$$

ID = 33,625 in

$$a = \frac{ID}{2}$$

a = 16,813 in

$$AB = a - icr$$

AB = 14,688 in

$$BC = r - icr$$

BC = 31,875 in

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

AC = 28,289 in

$$b = r - AC$$

b = 5,771 in

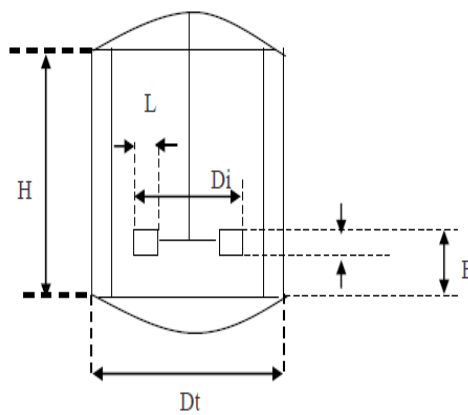
$$h_{\text{Head}} = th + b + sf$$

$$H \text{ head (OA)} = 7,898 \text{ in}$$

$$h_{\text{Reaktor}} = 2 h_{\text{Head}} + h_{\text{Shell}}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= 66,542 \text{ in} \\ &= 1,6902 \text{ m} \end{aligned}$$

E. Menghitung Dimensi Pengaduk



Keterangan

ID	: diameter dalam pengaduk
Di	: diameter pengaduk
L	: panjang sudut pengaduk
W	: lebar sudut pengaduk
E	: jarak pengaduk dengan dasar tangki
J	: lebar <i>baffle</i>
H	: tinggi cairan

Data untuk pengaduk dari Brown “*Unit Operation*” hal. 507

$$D_i / ID = 1/3$$

$$W / D_i = 1/5$$

$$L / D_i = 1/4$$

$$B / ID = 1/12$$

$$E / D_i = 1$$

1. Ukuran pengaduk :

- Diameter pengaduk (D_i) $= \frac{ID}{3}$
 $= \frac{0,8593}{3}$
 $= 0,2864 \text{ m}$

- Tinggi pengaduk (W) $= \frac{D_i}{5}$
 $= \frac{0,2864}{5}$
 $= 0,0573 \text{ m}$

- Lebar pengaduk (L) $= \frac{Di}{4}$
 $= \frac{0,2864}{4}$
 $= 0,0716 \text{ m}$

- Lebar *baffle* (B) $= \frac{ID}{12}$
 $= \frac{0,8593}{12}$
 $= 0,0716 \text{ m}$

- Jarak pengaduk dengan dasar tangki (E) $= 1 \times Di$
 $= 1 \times 0,2864 \text{ m}$
 $= 0,2864 \text{ m}$

- Tinggi Cairan (ZL) $= 0,8593 \text{ m}$

2. Kecepatan putar pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}}, WELH = Z_L \times Sg$$

(Rase, 1977)

Dimana: N = kecepatan putar pengaduk, rpm
d = diameter pengaduk, ft
Z_L = tinggi cairan dalam tangki, m
Sg = *specific gravity*
WELH = *Water Equivalent Liquid Height*, ft

Diketahui =

$$Sg (\text{Spesific Gravity}) = \frac{\rho \text{ cairan}}{\rho \text{ air}}$$

$$= \frac{1.225,263}{1000}$$

$$= 1,225$$

$$\begin{aligned} WELH &= ZL \times Sg \\ &= 0,8593 \times 1,225 \\ &= 1,053 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{WELH}{ID} \\ &= \frac{1,053}{0,8593} \\ &= 1,225 \approx 1 \text{ buah pengaduk} \end{aligned}$$

Maka kecepatan putar pengaduk =

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{\frac{WELH}{2Di}} = \frac{600}{3,14 \times 0,8593} \sqrt{\frac{1,053}{2 \times 0,8593}} = 275,661 \text{ rpm} = 4,594 \text{ rps}$$

3. Viskositas Liquid

Komponen	Fraksi massa	Densitas (kg/m ³)	μ (cP)	μ campuran (kg/m ³)	μ campuran (cP)
C ₆ H ₅ OH	0,61	1.005,61	1,34	623,22	0,83
NaOH	0,25	1.878,79	182,68	485,65	47,22
H ₂ O	0,12	955,76	0,27	116,26	0,03
Jumlah	1,00			1.225,26	48,09

4. Menghitung power pengaduk (P)

$$P = \frac{N_p \rho N^3 D i^5}{g_c}$$

Dimana :

Daya Pengaduk (P)

Power Number (Np)

Kecepatan putar pengaduk (N) = 4,594 rps

Densitas campuran (ρ) = 1.225, 2626 kg/m³ = 74,456 lb/ft³

Diameter pengaduk (d) = 0,2864 m = 0,9397 ft

Gravitasi (gc) = 32,1784 ft.lbm/s².lbf

μ campuran = 48,092 cP = 0,0323 lb/ft.s

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

$$N_{Re} = \frac{4,594 \times (0,9397)^2 \times (74,456)}{0,0323}$$

$$N_{Re} = 9.298,5637$$

$$Np = Kt$$

$$Np = 5,75$$

Maka didapat *power* pengaduk =

$$P = 971,003 \text{ ft. lb/s}$$

$$= 2,077 \text{ hp}$$

Daya motor efisiensi adalah 80% (Timmerhaus hal.521)

$$\text{Daya motor} = \frac{P}{\eta}$$

Sehingga Daya motor = 2,597 hp

F. Penghitung tebal jaket pendingin

Perancangan Jaket

Kebutuhan Pemanas = 1.091.357,26 kJ/hari

$$= 43.100,30 \text{ BTU/jam}$$

<i>Counter Flow</i>					
	<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>		<i>Difference</i>
	°C	°F	°C	°F	
<i>High</i>	100	212,00	40	104,00	60
<i>Low</i>	100	176,00	28	82,40	52

- Menghitung suhu LMTD

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

$$\Delta LMTD = 65,8178 \text{ }^\circ\text{F}$$

- Menghitung luas transfer panas

Cold fluid = water

Hot fluid = Heavy Organics

$$U_d = 5 - 75 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$U_d \text{ diambil} = 75 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

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

$$A = 8,7312 \text{ ft}^2$$

$$= 0,8112 \text{ m}^2$$

Luas Selimut Tangki =

$$A = \pi D H$$

$$A = 3,14 \times 0,8618 \times 1,2926$$

$$A = 3,4955 \text{ m}^2$$

$$= 37,6685 \text{ ft}^2$$

Bila luas selimut lebih dari sama dengan A terhitung maka dipilih jaket pemanas atau pendingin. Bila luas selimut kurang dari A terhitung maka dipilih koil pemanas atau pendingin.

Maka dipilih = jaket pendingin

Massa air pendingin = 892,1436 kg/jam

Densitas air pendingin = 1.024,8469 kg/m³

$$\begin{aligned} \text{Laju alir air pendingin} &= \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \\ &= 0,8705 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,0580 \text{ m}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

Waktu tinggal = 4 menit

$$\begin{aligned} \text{Volume Air pendingin} &= \frac{\text{Laju alir pendingin}}{\text{waktu tinggal}} \\ &= 0,0583 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

- Menghitung Tinggi Jaket

$$\begin{aligned} H_j &= 0,6 \times \text{Tinggi shell} \\ &= 0,6 \times 1,2926 \text{ m} \\ &= 0,7756 \text{ m} \end{aligned}$$

- Menghitung Diameter Jaket

$$\begin{aligned} V_{\text{reaktor}} + V_{\text{jaket}} &= \frac{\pi}{4} D_j^2 H_j + 0.000049 D_j^3 \\ \text{Volume reaktor} + \text{Volume jaket} &= 0,5565 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Maka diameter jaket = 0,9558 m (diameter jaket diperoleh secara *trial*)

- Menghitung Lebar Jaket

$$l_j = \frac{D_j - D_t}{2}$$

$$l_j = \frac{0,9957 - 0,8618}{2}$$

Lebar Jacket = 0,0470 m

- Menghitung Tebal Jacket

$$t = \frac{PR}{SE - 0.2P} + C$$

Diketahui :

Faktor korosi (C) = 0,015 in

Allowable Stress (f) = 19.594 psi

Efisiensi Sambungan (E) = 0,8

Diameter dalam jacket (Di) = 33,9273 in

Tekanan (P) = 19,0774 psi

Maka didapat tebal jacket = 0,0375 in

Diambil *standart* = 0,1875 in (3/16")

Diameter luar jacket (D2) = D1 + (2 x tebal jacket)

= 0,9558 + (2 x 0,0470)

= 1,050 m.

REAKTOR-02

Tugas : Mereaksikan *sodium phenolate* dengan karbon dioksida menjadi *sodium salicylate* dengan kecepatan umpan *sodium phenolate* = 706,1389 kg/jam dan kecepatan gas karbon dioksida = 261,8193 kg/jam

Jenis : *Fluidized Bed Reactor*

Kondisi Operasi : Tekanan : 4,93 atm
Suhu : 190 °C

A. Neraca Massa

A. Umpan Masuk

a. Umpan karbon dioksida:

$$\text{CO}_2 = 5,9504 \text{ kmol/jam} = 261,8193 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 5,9504 \text{ kmol/jam} = 261,8193 \text{ kg/jam}$$

b. Umpan output Reaktor 1:

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{OH} = 0,1242 \text{ kmol/jam} = 11,6779 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa} = 6,0874 \text{ kmol/jam} = 706,1389 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 6,2116 \text{ kmol/jam} = 717,8168 \text{ kg/jam}$$

B. Hasil Reaksi:

$$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa} = 0,9131 \text{ kmol/jam} = 105,9208 \text{ kg/jam}$$

$$\text{C}_7\text{H}_5\text{O}_3\text{Na} = 5,1743 \text{ kmol/jam} = 827,8870 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah} = 6,0874 \text{ kmol/jam} = 941,8765 \text{ kg/jam}$$

B. Neraca Panas

a. Enthalpi umpan masuk output reaktor 1:

$$\text{Suhu Umpan masuk } (T_1) = 100.0 \text{ C}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_0) = 25 \text{ C}$$

Komponen	M (kg/jam)	N (kmol/jam)	Cp (kJ/kg.K)	Cp .T (kJ/K.kmol)	H (kJ/jam)
C ₆ H ₅ OH	11,67	0,12	-	1.878,40	233,35
C ₆ H ₅ ONa	706,13	6,08	0,0043	-	226,75
Jumlah	717,81	6,21			460,11

$$\text{Enthalpi umpan } (H_1) = 460,1142 \text{ kJ/jam}$$

b. Enthalpi umpan gas karbon dioksida:

$$\text{Suhu umpan masuk } (T_2) = 190.0 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi } (T_0) = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	M (kg/jam)	N (kmol/jam)	Cp (kJ/kg.K)	Cp .T (kJ/K.kmol)	H (kJ/jam)
CO ₂	261,81	5,95	-	5.073,83	30.191,51
Jumlah	261,81	5,95			30.191,51

$$\text{Enthalpi umpan } (H_2) = 30.191,5164 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Enthalpi masuk } (H_{in}) = 30.651,6307 \text{ kJ/jam}$$

c. Enthalpi hasil reaksi :

Suhu Hasil reaksi (T_3) = 190 °C

Suhu referensi (T_0) = 25 °C

Komponen	M (kg/jam)	N (kmol/jam)	Cp (kJ/kg.K)	Cp .T (kJ/K.kmol)	H (kJ/jam)
C ₆ H ₅ ONa	105,92	0,91	0,0043	-	74,82
C ₆ H ₅ ONa	827,88	5,17	0,0040	-	551,92
CO ₂ (dibuang)	34,15	0,77	-	5.073,83	3.938,02
C ₆ H ₅ OH (dibuang)	11,67	0,12	-	7.141,68	887,23
Jumlah	979,63	6,98			5.452,01

Enthalpi hasil reaksi (H_3) = 5.452,01 kJ/jam

Enthalpi keluar (H_{out}) = 5.452,01 kJ/jam

d. Panas reaksi pembakaran bahan bakar dan kebutuhan bahan bakar :

Dari data literatur diperoleh :

Panas Pembentukan ΔH_f° C₆H₅ONa = -329,2000 KJ/kmol

Panas Pembentukan ΔH_f° C₇H₅O₃Na = -393,5000 KJ/kmol

Panas Pembentukan ΔH_f° CO₂ = -812,8000 KJ/kmol

Reaksi pembakaran bahan bakar :



$\Delta H^\circ = \Delta H_f^\circ \text{ Produk} - \Delta H_f^\circ \text{ Reaktan}$

$$\Delta H^\circ = (n C_7H_5O_3Na. \Delta H_f^\circ C_7H_5O_3Na) - (n C_6H_5ONa. \Delta H_f^\circ C_6H_5ONa + n CO_2. \Delta H_f^\circ CO_2)$$

$$\begin{aligned}\Delta H^\circ &= ((5,1743 \times -393,5000)) - ((6,0874 \times -329,2000) + (5,9504 \times - \\ &812,8000)) \\ &= -4.543,1894 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$Q_r = \sum -\Delta H^\circ \times \text{mol}$$

$$Q_r = 4.543,1894 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = \Delta H_{out} - \Delta H_{in} - Q_r$$

$$\Delta H = (5.452,0125 - 30.651,6307 - 4,543,1894) \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = -29.742,8076 \text{ kJ/jam (melepas panas)}$$

Oleh karena itu, dibutuhkan air pendingin (m) sebagai sistem penerima panas yang dilepaskan oleh reaksi di dalam reaktor (R-02).

$$\begin{aligned}Q \text{ air pendingin} &= -\Delta H \\ &= -(-29.742,8076) \text{ kJ/jam} \\ &= 29.742,8076 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Kebutuhan air pendingin} = m = \frac{Q}{\Delta H}$$

$$\Delta H = C_p \cdot \Delta T$$

$$C_p \text{ air pada } 28^\circ\text{C} = 4.1256 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_p \text{ air pada } 40^\circ\text{C} = 4.2080 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\begin{aligned}\Delta H &= \Delta H(40^\circ\text{C}) - \Delta H(28^\circ\text{C}) \\ &= (4,2080(313 - 298)) - (4,1256(301 - 298)) \\ &= 50,7432 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

Maka, kebutuhan air pendingin =

$$m = \frac{29.742,8076 \text{ kJ/jam}}{50.7432 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 586,1437 \text{ kg/jam}$$

Neraca Panas :

Masuk (kJ/jam)		Keluar (kJ/jam)	
Entalpi umpan I	460,11	Entalpi hasil reaksi (H3)	5.452,01
Entalpi umpan II	30.191,51	Pendingin	29.742,80
Panas reaksi	4.543,18		
Total	35.194,82	Total	35.194,82

C. Langkah Perancangan Reaktor

1. Menentukan Tipe Reaktor

Dipilih reaktor *Fluidized Bed Reactor* dengan pertimbangan =

- Reaksi terjadi antara fasa gas dan padat
- Penanganan dan transportasi produk (padatan) lebih mudah
- Distribusi suhu merata

2. Menentukan Konstruksi Reaktor

- Dipilih bahan *Stainless Steel 316L* karena gas CO₂ berifat korosif.

3. Menghitung Dimensi Reaktor



Reaksi = gas–padatan

Dari data perhitungan diperoleh:

Densitas *sodium phenolate* (C₆H₅ONa) = 1.216,0349 kg/m³

Densitas karbon dioksida (CO₂) = 5,7101 kg/m³

Viskositas gas CO₂ = 0,02 cP

- **Menghitung kecepatan volumetrik gas umpan (Q)**

Massa gas umpan = 261,8193 kg/jam

$$Q = \frac{m}{\rho}$$

$$Q = 45,8523 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,0127 \text{ m}^3/\text{s}$$

- **Menghitung kecepatan fluidisasi minimum (U_{mf})**

$$U_{mf} = \left[\frac{dp * (\rho_s - \rho_g) * g}{24.5 * \rho_g} \right]^{1/2}$$

Dengan =

D_p = Diameter partikel padatan = 200 mikron = 0,02 cm

ρ_s = densitas partikel padatan = 1.216,0349 kg/m³

ρ_g = densitas gas = 5,7101 kg/ m³

g = gravitasi = 980 cm/s²

Maka didapatkan nilai U_{mf} = 13,0219 cm/s

$$= 0,1302 \text{ m/s}$$

- **Menentukan kecepatan terminal (U_t)**

$$U_t = \left[\frac{3.1 * g (\rho_s - \rho_g) * dp}{\rho_g} \right]^{1/2}$$

Didapatkan nilai U_t = 113,4853 cm/s

$$= 1,1349 \text{ m/s}$$

- **Menghitung diameter zona reaksi (d_r)**

Supaya partikel dapat jatuh, maka kecepatan gas fluidisasi dibawah kecepatan terminal (U_t),

Nilai U_0 ditrial sampai terdaftar dalam grafik Kunni tahun 1977

$$\begin{aligned} \text{Diambil } U_0 \text{ (kecepatan gas masuk)} &= 2,4 \times U_{mf} \\ &= 2,4 \times 0,1302 \text{ m/s} \\ &= 0,31 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$U_{mf} < U_0 < U_t \quad 0,13 < 0,31 < 1,13$$

Untuk diameter partikel $< 0,8$ mm, harga U_0 yang diizinkan 0,1 - 5 m/s

(Kunii,1991)

$$\begin{aligned} \text{Volume rate gas total} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{261,8193 \text{ kg/jam}}{5,7101 \text{ kg/m}^3} \\ &= 45,85 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,013 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$A = \frac{Q}{U_0}$$

$$A = \frac{0,013 \text{ m}^3/\text{s}}{0,31 \text{ m/s}}$$

$$A = 0,0408 \text{ m}^2$$

Maka diameter zona reaksi (d_t)

$$d_t = \left[\frac{4 \cdot A}{\pi} \right]^{1/2}$$

$$d_t = \left[\frac{4 \cdot 0,0408}{3,14} \right]^{1/2}$$

$$d_t = 0,2279 \text{ m}$$

- **Menghitung *Transport Disengaging Height* (TDH)**

$$U_o = 31,253 \text{ cm/s}$$

$$d_t = 0,228 \text{ m}$$

Berdasarkan Kunni tahun 1991 (Fig 7.5 hal 173) diperoleh nilai dari

(TDH/ d_t) yaitu 4, maka:

$$\text{TDH} = 4 \times d_t$$

$$\text{TDH} = 0,991 \text{ m}$$

Dengan faktor keamanan 10% maka TDH = 1 m

- **Menghitung tinggi zona reaksi**

(Kunni & Levenspiel, 1991)

$$\ln \frac{C_{A0}}{C_A} = \left[\gamma b \cdot k + \frac{1}{K_{bc} + \frac{1}{\gamma c \cdot k + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce}} + \frac{1}{\gamma e \cdot k}}}} \right] \cdot \frac{L_f}{U_b}$$

Menghitung konstanta yang ada

$$U_b = U_o - U_{mf} + U_{br}$$

Dimana =

U_{br} = kecepatan kenaikan satu gelembung dalam *bed*

$$U_{br} = 0.711(g \cdot d_b)^{1/2}$$

1. Mencari d_b (diameter gelembung)

Diameter yang digunakan adalah diameter gelembung maksimum

(Kunni, 1991)

$$d_{bm} = 0.65 \left(\frac{\pi}{4} dt^2 (U_0 - U_{mf}) \right)^{0.4}$$

$$d_{bm} = 0.65 \left(\frac{3,14}{4} (0,2279)^2 (0,31 - 0,13) \right)^{0.4}$$

$$d_{bm} = 0,0915 \text{ m}$$

$$d_{bm} = 9,1475 \text{ cm}$$

2. Kecepatan timbul gelembung (U_b)

$$U_{br} = 0.711(g \cdot d_b)^{1/2}$$

$$U_{br} = 0.711(980 \cdot 9,1475)^{1/2}$$

$$U_{br} = 67,3185 \text{ cm/s}$$

$$U_{br} = 0,6732 \text{ m/s}$$

Maka $U_b = U_0 - U_{mf} + U_{br}$

$$= (31,253 - 13,0219 + 67,3185) \text{ cm/s}$$

$$= 85,5492 \text{ cm/s}$$

$$= 0,8555 \text{ m/s}$$

3. Kecepatan gelembung dan gas (U_b^*)

$$U_b^* = U_b + (3 \times U_{mf})$$

$$= 85,5492 + (3 \times 0,13)$$

$$= 124,6151 \text{ cm/s}$$

$$= 1,2462 \text{ m/s}$$

4. Fraksi dari *bed* gelembung

$$\delta = \frac{U_0 - U_{mf}}{U_{br}}$$

$$\delta = \frac{0,31 - 0,13}{0,6732}$$

$$\delta = 0,2708$$

5. *Volume of solid in bubble*

$$\gamma_b = \frac{(1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta) 0.015}{\delta}$$

Nilai $\epsilon_{mf} = 0,5$

$$\gamma_b = \frac{(1 - 0,5)(1 - 0,2708)0,015}{0,2708}$$

$$\gamma_b = 0,0202$$

$\gamma_b \leq 0.1$ bisa diabaikan

Maka,

$$\gamma_b = 0$$

6. *Volume of solid in clouds*

$$\gamma_c = (1 - \epsilon_{mf}) \left(\frac{3}{U_{br} \cdot (\epsilon_{mf}/U_{mf}) - 1} + \alpha \right)$$

Nilai α dicari dari fig 5.8 Kunii & Levenspiel (1991 : 124)

$$\gamma_c = (1 - 0,5) \left(\frac{3}{0,6732 \cdot (0,5/0,13) - 1} + 0,25 \right)$$

$$\gamma_c = 1,0715$$

7. *Volume of solids in emulsion*

$$\gamma_e = \frac{(1 - \epsilon_{mf})(1 - \delta)}{\delta} - (\gamma_c + \gamma_b)$$

$$\gamma_e = \frac{(1 - 0,5)(1 - 0,2708)}{0,2708} - (1,0715 + 0)$$

$$\gamma_e = 0,2748$$

8. *Koefisien bubble and cloud*

$$K_{bc} = 4.5 x \left(\frac{U_{mf}}{d_b} \right) + 5.85 \left(\frac{D^{1/2} x g^{1/4}}{d_b^{5/4}} \right)$$

Dari fig. 10,5 b Kunii & Levenspiel (1991 : 240)

$D =$ koefisien difusi molekuler $= 0,005 \text{ m}^2/\text{s} = 50 \text{ cm}^2/\text{s}$

Maka nilai $K_{bc} =$

$$K_{bc} = 4.5 \times \left(\frac{13,0219}{9,1475} \right) + 5.85 \left(\frac{50^{1/2} \times 980^{1/4}}{9,1475^{5/4}} \right)$$

$$K_{bc} = 20,9545 /s$$

9. Koefisien *bubble* and *emulsion*

$$K_{ce} = 6.78 \times \left[\frac{\epsilon_{mf} \times 0.204 \times U_b^*}{d_b^3} \right]^{1/2}$$

$$K_{ce} = 6.78 \times \left[\frac{0,5 \times 0.204 \times 124,6151}{9,1475^3} \right]^{1/2}$$

$$K_{ce} = 0,8737 /s$$

- **Tinggi zona reaksi (L_t)**

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A)$$

$$\frac{C_{A0}}{C_A} = \frac{1}{1 - X_A}$$

$$\ln \frac{C_{A0}}{C_A} = \ln \frac{1}{1 - X_A}$$

$$\ln \frac{C_{A0}}{C_A} = \left[\gamma_b \cdot k + \frac{1}{\frac{1}{K_{bc}} + \frac{1}{\gamma_c \cdot k + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce}} + \frac{1}{\gamma_e \cdot k}}}} \right] \times \frac{L_t}{U_b}$$

$$\ln \frac{1}{1 - X_A} = \left[\gamma_b \cdot k + \frac{1}{\frac{1}{K_{bc}} + \frac{1}{\gamma_c \cdot k + \frac{1}{\frac{1}{K_{ce}} + \frac{1}{\gamma_e \cdot k}}}} \right] \times \frac{L_t}{U_b}$$

Mencari nilai konstanta kecepatan reaksi =

Untuk reaktor *fluidized bed reactor*

$$\frac{F_{A0} \cdot dX_A}{dW} = (-r_A')$$

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

$$(-r_A') = \frac{(-r_A)}{\rho_b}$$

$$F_{A0} \int_0^X \frac{dX_A}{\left(\frac{k \cdot C_A \cdot C_B}{\rho_b} \right)} = W$$

$$F_{A0} \int_0^X \frac{dX_A}{\left(\frac{k \cdot C_{A0}(1 - X_A) \cdot C_{A0}(M - X_A)}{\rho_b} \right)} = W$$

$$\frac{F_{A0}}{k \cdot C_{A0}^2} \int_0^X \frac{dX_A}{(1 - X_A) \cdot (M - X_A)} = W$$

$$\frac{F_{A0}}{W \cdot C_{A0}^2} \int_0^{0.85} \frac{dX_A}{(1 - X_A) \cdot (M - X_A)} = k$$

Diketahui data perhitungan =

Waktu reaksi (τ) = 1,333 jam

Laju volumetrik umpan (F_{v0}) = 2,1189 m³/jam

W (berat dalam *bed*) =

$$\tau = \frac{W}{F_{v0}}$$

W = 1.306,1813 kg

Umpan masuk *sodium phenolate* (F_{A0}) = 6,0874 kmol/jam

Konsentrasi awal C₆H₅ONa (C_{A0}) = 2,8729 kmol/m³

Perbandingan konsentrasi (M) = 1,3572

$$\begin{aligned} \text{Konversi reaksi (X}_A) &= 0,85 \\ \text{Bulk density } (\rho_b) &= 729,6209 \text{ kg/ m}^3 \\ \text{Didapatkan nilai k} &= 1,1523 \text{ m}^3/\text{kmol.jam} \\ &= 0,00032 \text{ m}^3/\text{kmol.s} \end{aligned}$$

$$\text{Kontanta kecepatan reaksi (k) hasil akhir} = k \cdot \frac{FT_0}{Fv_0}$$

$$FT_0 = \text{Umpan total masuk} = 12,1621 \text{ kmol/jam}$$

$$Fv_0 = \text{Laju volumetrik umpan} = 2,1189 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Maka, nilai k hasil akhir} = 0,00184/\text{s}$$

$$\text{Sehingga tinggi zona reaksi (L}_t) =$$

$$\ln \frac{1}{1 - 0,85} = \left[(0) \cdot (0,00184) + \frac{1}{\frac{1}{20,8545} + \frac{1}{(1,0715)(0,00184) + \frac{1}{\frac{1}{0,8737} + \frac{1}{(0,2748)(0,00184)}}}} \right] \times \frac{L_t}{0,8555}$$

$$L_t = 1,75 \text{ m}$$

4. Menghitung Tinggi dan Diameter *Freeboard*

- Tinggi *freeboard*

Tinggi *freeboard* reaktor fluidized bed rentangnya antara 1,97 – 9,1 m (Choi et al, 1991).

$$\begin{aligned} \text{Maka diperoleh tinggi } \textit{freeboard} (L_t) &= 1,2 \times L_t \\ &= 1,2 \times 1,75 \text{ m} \\ &= 2,09 \text{ m} \end{aligned}$$

- Diameter *freeboard*

$$D_f = \left[\frac{4 \times A_f}{\pi} \right]^{1/2}$$

Di, mana: $A_f = \frac{Q}{U}$

Asumsi $U = 0,1 \text{ m/s}$

$$A_f = \frac{0,013}{0,1}$$

$$A_f = 0,127 \text{ m}^2$$

$$D_f = \left[\frac{4 \times 0.064}{3.14} \right]^{1/2}$$

$$D_f = 0,4028 \text{ m}$$

5. Menghitung Tebal *Shell*

$$t = \frac{P \cdot ID}{f \cdot E - 0.6P} + C$$

Di mana,

P = Tekanan *design* reaktor = 4,93 atm = 72,5 psi

ID = *Inside* Diameter = 8,97 in

f = *Allowable stress* = 19.448,4760 psi

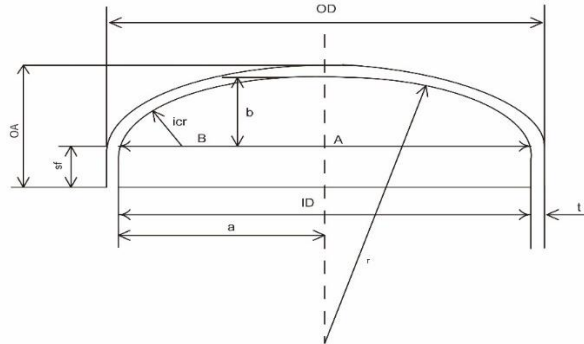
E = Efisiensi pengelasan = 0,85

C = Faktor korosi = 0,1575 in/tahun

Didapatkan tebal *shell* (ts) = 0,1969 in

Diambil *standart* = 0,25 in (1/4")

6. Tebal *Head* Atas



Jenis: *torispherical flanged and dished head* (1-13 atm)

$$d_f = 0,4557 \text{ m}$$

$$OD = d_f + 2t_s$$

$$OD = 0,4748 \text{ m}$$

$$= 18,6910 \text{ in}$$

Diambil OD *standart* = 22 in

$$icr = 1,25 \text{ in}$$

$$rc = 20 \text{ in}$$

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

Maka $W = 1,75$

Sehingga tebal *head* (t_h) =

$$t_h = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2fE - 0.2W}$$

Dimana =

P = Tekanan *design* reaktor = 4,93 atm = 72,5 psi

$$\begin{aligned}
 f &= \text{Allowable stress} &= 19.448,4760 \text{ psi} \\
 E &= \text{Efisiensi pengelasan} &= 0,85 \\
 \text{Nilai tebal head } (t_h) &&= 0,0019 \text{ m} \\
 &&= 0,0767 \text{ in} \\
 \text{Diambil } t_h \text{ standart} &&= 0,1375 \text{ in} \\
 &&= (3/16'') = 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

7. Tebal Head Bawah

Jenis: *torispherical flanged and dished head* (1-13 atm)

$$d_t = 0,228 \text{ m}$$

$$OD = d_t + 2t_s$$

$$OD = 0,2469 \text{ m}$$

$$= 9,7205 \text{ in}$$

Diambil OD standart = 12 in

$$icr = 0,75 \text{ in}$$

$$rc = 12 \text{ in}$$

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

Maka $W = 1,75 \text{ m}$

Sehingga tebal head (th) =

$$t_h = \frac{P \cdot rc \cdot W}{2fE - 0.2W}$$

Di mana,

$$P = \text{Tekanan } design \text{ reaktor} = 4,93 \text{ atm} = 72,5 \text{ psi}$$

$$f = Allowable \text{ stress} = 19.448,4760 \text{ psi}$$

$$E = \text{Efisiensi pengelasan} = 0,85$$

$$\text{Nilai tebal } head (t_h) = 0,00117 \text{ m}$$

$$= 0,0450 \text{ in}$$

$$\text{Diambil } t_h \text{ standart} = 0,1375 \text{ in (3/16")}$$

$$= 0,0048 \text{ m}$$

8. Menghitung Tinggi *Head* Atas

$$OD = DI + 2 t_h$$

$$= 0,4557 + (2 \times 0,0048)$$

$$= 0,4652 \text{ m} = 18,3160 \text{ in}$$

$$\text{Diambil OD } standart = 22 \text{ in}$$

$$icr = 1 \frac{3}{8} \text{ in} = 0,0349 \text{ m}$$

$$rc = 21 \text{ in} = 0,5334 \text{ m}$$

$$sf = 1 \frac{1}{2} - 3$$

$$a = \frac{ID}{2} = 0,2279 \text{ m}$$

$$AB = a - icr = 0,1929 \text{ m}$$

$$BC = rc - icr = 0,4985 \text{ m}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2} = 0,4596 \text{ m}$$

$$b = rc - AC = 0,0738 \text{ m}$$

$$\text{dipilih } sf = 2 \frac{1}{2} \text{ in} = 0,0635 \text{ m}$$

$$L_h = t_h + b + sf = 0,1420 \text{ m}$$

Dengan factor keamanan 10%, maka $L_h = 0,1562 \text{ m}$.

9. Menghitung Tinggi *Head* bawah

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{DI} + 2 t_h \\ &= 0,2279 + (2 \times 0,0048) \\ &= 0,2374 \text{ m} = 9,3455 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil OD *standart* = 12 in

$$\text{icr} = 3/4 \text{ in} = 0,01905 \text{ m}$$

$$\text{rc} = 12 \text{ in} = 0,3048 \text{ m}$$

$$\text{sf} = 1 \frac{1}{2} - 2 \frac{1}{4}$$

$$a = \frac{\text{ID}}{2} = 0,1139 \text{ m}$$

$$\text{AB} = a - \text{icr} = 0,0949 \text{ m}$$

$$\text{BC} = \text{rc} - \text{icr} = 0,2858 \text{ m}$$

$$\text{AC} = \sqrt{\text{BC}^2 - \text{AB}^2} = 0,2695 \text{ m}$$

$$b = \text{rc} - \text{AC} = 0,0353 \text{ m}$$

$$\text{dipilih sf} = 2 \frac{1}{4} \text{ in} = 0,05715 \text{ m}$$

$$L_h = t_h + b + sf = 0,0924 \text{ m}$$

Dengan faktor keamanan 10%, maka $L_h = 0,1017 \text{ m}$.

10. Menghitung dimensi *gas distribution plate*

Menghitung ΔH melalui distributor

Persamaan yang digunakan :

$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf}) \times (\rho_s - \rho_g) \times \left(\frac{g}{g_c}\right)$$

Keterangan :

$$\Delta P = \text{pressure drop (lb/ft}^2\text{)}$$

$$\rho_g = \text{densitas gas} = 0,005 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_s = \text{densitas padatan} = 1,2160 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_s - \rho_g = 1,2103 \text{ gr/cm}^3 = 75,5582 \text{ lb/ft}^3$$

$$\frac{L_{mf}}{L_f} = 1 - \delta = 1 - 0,2708 = 0,7292 \text{ m}$$

$$L_{mf} = L_f \times (1 - \delta)$$

$$= 2,09 - 0,7292$$

$$= 1,5273 \text{ m} = 5,0109 \text{ ft}$$

$$\epsilon_{mf} = 0,5$$

$$\text{maka pressure drop} = 189,3085 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 92,43 \text{ g/cm}^2$$

$$10\%, \text{ dari } \Delta P \text{ reaktor} = 9,243 \text{ g/cm}^2$$

11. Menghitung koefisien *orifice*

$$N_{Re} = \frac{d_t \times \rho_g \times U_{mf}}{\mu_g}$$

$$\mu_g = 204,1057 \text{ micropoise}$$

$$\rho_g = \text{densitas gas} = 5,7101 \text{ kg/m}^3$$

$$d_t = 0,2279 \text{ m}$$

$$U_{mf} = 0,1302 \text{ m/s}$$

$$\text{Maka koefisien } orifice = 8,3008$$

Menurut buku Kunni (Fig.3.12) jika nilai $N_{re} > 10000$, maka nilai koefisien *orifice* adalah 0,6 (Cd).

12. Menghitung U_{or} (kecepatan gas terhadap permukaan)

$$U_{Or} = C_d \left[\frac{2 \times g_c \times \Delta P}{\rho_g} \right]^{1/2}$$

Dimana :

$$C_d \text{ (koefisien } orifice) = 0,6$$

$$g_c = 980 \text{ cm/s}^2$$

$$\rho_g = \text{densitas gas} = 0,005 \text{ gr/cm}^3$$

$$\Delta P = 9,243 \text{ g/cm}^2$$

Maka kecepatan gas terhadap permukaan adalah $1.068,7132 \text{ cm/s} = 10,6871 \text{ m/s}$

13. Menghitung jumlah lubang (N_{or})

Diameter *orifice* lebih kecil dari diameter padatan = 0,0002 m.

maka asumsi $D_{or} = 0,00015 \text{ m}$.

$$N_{Or} = \frac{4 \times U_0}{U_{Or} \times \pi \times D_{or}^2}$$

$$U_0 = 0,31 \text{ m/s}$$

$$U_{Or} = 10,6871 \text{ m/s}$$

$$D_{or} = 0,00015 \text{ m}$$

Maka didapatkan $N_{or} = 248,3505 / \text{m}^2$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang lingkaran bawah} &= \frac{\pi \cdot d_t^2}{4} \\ &= 0,0408 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Maka, total jumlah lubang = $N_{or} \times$ luas penampang lingkaran bawah
 $= 10,1213 \approx 10$ lubang.

14. Menghitung Volume Dalam Reaktor

$$V_r = V_{head\ atas} + V_{TDH} + V_{reaksi} + V_{head\ bawah}$$

$$= [0.000049 \times d_f^2] + \left[\frac{\pi}{4} \times d_t^2 \times (L_{TDH} - L_f) + \frac{\pi}{2} \times L_f \times \frac{1}{4} (d_f^2 + d_f d_t + d_t^2) \right] +$$

$$\left[\frac{\pi}{4} \times d_t^2 \times L_t \right] + [0.000049 \times d_t^2]$$

Dari perhitungan didapatkan nilai =

Volume *head* atas = $2,543 \times 10^{-6} \text{ m}^3$

Volume TDH = $0,2070 \text{ m}^3$

Volume reaksi = $0,0711 \text{ m}^3$

Volume *head* bawah = $2,543 \times 10^{-6} \text{ m}^3$

Maka volume reaktor = $0,27816 \text{ m}^3$

Jenis	<i>Fluidized Bed Reactor</i>
Tinggi total	3,312 m
Tinggi <i>Disengaging Head</i>	1,003 m
Tinggi zona reaksi (L_t)	1,75 m
Tinggi <i>Head</i> Bawah (L_h)	0,102 m
Tinggi <i>Head</i> Atas (L_h)	0,1615 m
Diameter <i>freeboard</i> (D_f)	0,40 m
Tinggi <i>Freeboard</i> (L_f)	2,09 m
Diameter zona reaksi (d_t)	0,228 m
Bahan	<i>Stainless Steel 316L</i>

D. Menghitung tebal jaket pendingin

Perancangan jaket

Kebutuhan Pemanas = 717.175,28 kJ/hari

= 28.322,86 BTU/jam

<i>Counter Flow</i>					
	<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>		<i>Difference</i>
	°C	°F	°C	°F	
<i>High</i>	190	374.00	28	82.40	162
<i>Low</i>	190	374.00	40	104.00	150

- Menghitung suhu LMTD

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

$$\Delta LMTD = 155,9230 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Menghitung luas transfer panas

cold fluid = water

hot fluid = Gases

$$U_d = 2- 50 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_d \text{ diambil} = 30 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

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

$$A = 6,0549 \text{ ft}^2$$

$$= 0,5625 \text{ m}^2$$

Luas Selimut Tangki =

$$A = \pi DH$$

$$A = 3,14 \times 0,288 \times 1,75$$

$$A = 1,2494 \text{ m}^2$$

$$= 13,4488 \text{ ft}^2$$

Bila luas selimut lebih dari sama dengan A terhitung maka dipilih jaket pemanas atau pendingin. Bila luas selimut kurang dari A terhitung maka dipilih koil pemanas atau pendingin.

Maka dipilih = Jaket Pendingin

$$\text{Massa air pendingin} = 588,8928 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air pendingin} = 1.024,8469 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir air pendingin} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$= 0,5746 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,009 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 4 \text{ menit}$$

$$\text{Volume Air pendingin} = \frac{\text{Laju alir pendingin}}{\text{waktu tinggal}}$$

$$= 0,0838 \text{ m}^3$$

- Menghitung Tinggi Jaket

$$H_j = 1 \times \text{Tinggi zona reaksi}$$

$$= 1 \times 1,75 \text{ m}$$

$$= 1,75 \text{ m}$$

- Menghitung Diameter Jacket

$$V_{reaktor} + V_{jacket} = \frac{\pi}{4} D_j^2 H_j + 0.000049 D_j^3$$

$$\text{Volume reaktor} + \text{Volume jaket} = 0,3165 \text{ m}^3$$

Maka diameter jaket = 0,4805 m (diameter jaket diperoleh secara *trial*)

- Menghitung Lebar jaket

$$l_j = \frac{D_j - D_t}{2}$$

$$l_j = \frac{0,4805 - 0,228}{2}$$

$$\text{Lebar jaket} = 0,1263 \text{ m}$$

- Menghitung Tebal Jacket

$$t = \frac{PR}{SE - 0.2P} + C$$

Diketahui :

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,1575 \text{ in}$$

$$\text{Allowable Stress (f)} = 25.399 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi Sambungan (E)} = 0,8$$

$$\text{Diameter dalam jaket (Di)} = 83,3750 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 72,4217 \text{ psi}$$

$$\text{Maka didapat tebal jaket} = 0,2974 \text{ in}$$

$$\text{Diambil standart} = 0,375 \text{ in (3/8")} = 0,0095 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar jaket (D2)} = D1 + (2 \times \text{tebal jaket})$$

$$= 0,4805 + (2 \times 0,0095)$$

$$= 0,5000 \text{ m}$$

REAKTOR-03

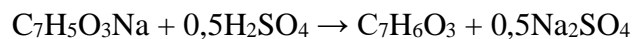
Tugas : Mereaksikan H_2SO_4 60% dan *sodium salicylate* untuk menghasilkan produk asam salisilat, dengan kecepatan umpan H_2SO_4 60% = 223,1155 kg/jam dan kecepatan umpan *sodium salicylate* = 827,8870 kg/jam

Jenis : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Kondisi Operasi : 1 atm, 60°C

A. Neraca Massa

Reaksi:



a. Umpan Masuk

$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$	= 0,9131 kmol/jam = 105,9208 kg/jam
$\text{C}_7\text{H}_5\text{O}_3\text{Na}$	= 5,1743 kmol/jam = 827,8870 kg/jam
H_2O	= 100,2104 kmol/jam = 1803,7871 kg/jam
H_2SO_4 60%	= 2,2767 kmol/jam = 223,1155 kg/jam
<hr/>	
Jumlah	= 108,5745 kmol/jam = 2960,7140 kg/jam

b. Hasil Reaksi

$\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa}$	= 0,9131 kmol/jam = 105,9208 kg/jam
$\text{C}_7\text{H}_5\text{O}_3\text{Na}$	= 0,6209 kmol/jam = 99,34643 kg/jam
H_2O	= 100,2104 kmol/jam = 1803,7871 kg/jam
$\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_3$ (produk)	= 4,5534 kmol/jam = 628,3662 kg/jam
Na_2SO_4	= 2,2767 kmol/jam = 323,28986 kg/jam
<hr/>	
Jumlah	= 108,5745 kmol/jam = 2960,7140 kg/jam

B. Neraca Panas

a. Enthalpi umpan:

$$\text{Suhu umpan masuk (T}_1\text{)} = 60\text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi (T}_0\text{)} = 25\text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen (Arus 17)	M (kg/jam)	N (kmol/jam)	Cp, T (kJ/kmol.K)	Cp, (kJ/Kg.K)	H (kJ/jam)
C ₆ H ₅ ONa	105,92	0,91	-	0,0069	25,59
C ₇ H ₅ O ₃ Na	827,88	5,17	-	0,0064	186,08
H ₂ O	1.655,04	91,94	3194,56	-	29.3730,52
Jumlah					293942,20

Komponen (Arus 20)	M (kg/jam)	N (kmol/jam)	Cp, T (kJ/kmol.K)	Cp, (kJ/Kg.K)	H (kJ/jam)
H ₂ SO ₄ 60%	223,11	2,27	-	2,23	17.491,77
H ₂ O 40%	148,74	8,26	3194,56	-	26.398,43
Jumlah					43.890,21

$$\text{Enthalpi masuk } (\Delta H_{in}) = 33.7832,4182 \text{ kJ/jam}$$

b. Enthalpi hasil reaksi

$$\text{Suhu keluar (T}_2\text{)} = 60\text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25\text{ }^\circ\text{C}$$

Komponen	M (kg/jam)	N (kmol/jam)	Cp, T (kJ/kmol.K)	Cp, (kJ/Kg.K)	H (kJ/jam)
C ₆ H ₅ ONa	105,92	0,91	-	0,0069	25,59
C ₇ H ₅ O ₃ Na	99,34	0,62	-	0,0064	22,33
H ₂ O	1.803,78	100,21	3.194,56	-	320.128,96
C ₇ H ₆ O ₃	628,36	4,55	-	0,0070	154,67
Na ₂ SO ₄	323,28	2,27	8.166,69	-	18.593,03
Jumlah					33.894,60

$$\text{Enthalpi Keluar } (\Delta H_{out}) = 33.8924,6024 \text{ kJ/jam}$$

c. Panas reaksi pembakaran bahan bakar dan kebutuhan bahan bakar:

Dari data literatur diperoleh:

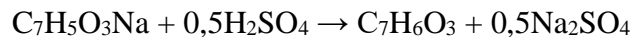
$$\text{Panas pembentukan } \Delta H_f^\circ \text{ C}_7\text{H}_5\text{O}_3\text{Na} = -812,80 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Panas pembentukan } \Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{SO}_4 = -585,30 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Panas pembentukan } \Delta H_f^\circ \text{ C}_7\text{H}_6\text{O}_3 = -1.356,38 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Panas pembentukan } \Delta H_f^\circ \text{ Na}_2\text{SO}_4 = 814 \text{ kJ/kmol}$$

Reaksi pembakaran bahan bakar:



$$\Delta H^\circ = \Delta H_f^\circ \text{ Produk} - \Delta H_f^\circ \text{ Reaktan}$$

$$\Delta H^\circ = (n \text{ C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \cdot \Delta H_f^\circ \text{ C}_7\text{H}_6\text{O}_3 + n \text{ Na}_2\text{SO}_4 \cdot \Delta H_f^\circ \text{ Na}_2\text{SO}_4) - (n \text{ C}_7\text{H}_5\text{O}_3\text{Na} \cdot \Delta H_f^\circ \text{ C}_7\text{H}_5\text{O}_3\text{Na} + n \text{ H}_2\text{SO}_4 \cdot \Delta H_f^\circ \text{ H}_2\text{SO}_4)$$

$$= \left((4,5534 \times (-1.356,38)) + (2,2767 \times 814) \right) -$$

$$\left((0,6209 \times (-812,80)) + (2,2767 \times (-585,30)) \right)$$

$$= -3.400,7071 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_r = \sum -\Delta H^\circ \times \text{mol}$$

$$Q_r = 3.400,7071 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = \Delta H_{out} - \Delta H_{in} - Q_r$$

$$\Delta H = (33.8924,6024 - 33.7832,4182 - 3400,7071) \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H = -2.308,523 \text{ kJ/jam (melepas panas)}$$

Oleh karena itu, dibutuhkan air pendingin (m) sebagai sistem penerima panas yang dilepaskan oleh reaksi di dalam reaktor (R-03)

$$Q \text{ air pendingin} = -\Delta H$$

$$= -(-2.308,523) \text{ kJ/jam}$$

$$= 2.308,523 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan air pendingin =

$$Q = m C_p \Delta T$$

$$m = \frac{Q}{\Delta H}$$

Cp air pada 28 °C = 4,1256 kJ/kg.K

Cp air pada 40 °C = 4,2080 kJ/kg.K

$\Delta H = \Delta H (40 \text{ °C}) - \Delta H (28 \text{ °C})$

$$= (4,2080(313 - 298)) - (4,1256(301 - 298))$$

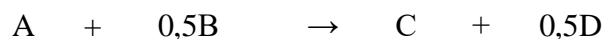
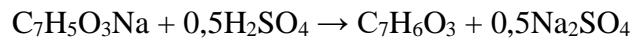
$$= 50,7432 \text{ kJ/kg}$$

Maka, kebutuhan air pendingin:

$$m = \frac{2.308,523 \text{ kJ/jam}}{50,7432 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 45,4942 \text{ kg/jam}$$

C. Menentukan Konstanta Kecepatan Reaksi



dengan:

$$-r_B = \frac{-dC_B}{dt} = k \cdot C_A C_B^{0,5}$$

Dari data perhitungan diperoleh:

$$\text{Densitas } C_6H_5ONa = 1.282,8783 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas } C_7H_5O_3Na = 1.620,7513 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas } H_2O = 994,9603 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Densitas } H_2SO_4 = 1.789,7904 \text{ kg/m}^3$$

Reaksi untuk kondisi operasi T = 60 °C dan tekanan 1 atm

Laju volumetrik umpan:

Komponen	m (kg/jam)	ρ (kg/m ³)	Fv (m ³ /jam)
C ₆ H ₅ ONa	105,92	1.282,87	0,08
C ₇ H ₅ O ₃ Na	827,88	1.620,75	0,51
H ₂ O	1.803,78	994,96	1,81
H ₂ SO ₄	223,11	1.789,79	0,12
Jumlah			2,53

Kondisi awal:

$$\text{Konsentrasi awal C}_7\text{H}_5\text{O}_3\text{Na (C}_{A0}\text{)} = 2,0444 \text{ kmol/ m}^3$$

$$\text{Konsentrasi awal H}_2\text{SO}_4\text{ (C}_{B0}\text{)} = 0,8995 \text{ m}^3$$

$$\text{Perbandingan konsentrasi (M)} = 2,2727$$

$$\text{Konversi Reaktor (X)} = 0,88$$

$$\text{Waktu reaksi dalam reaktor} = 2,5 \text{ jam}$$

Untuk Reaktor Alir Tangki Berpengaduk berlaku :

$$V = \frac{Fv \cdot C_{B0} \cdot X_B}{(-r_B)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot C_{B0} \cdot X_B}{k \cdot C_{B0}^{3/2} \cdot (1 - X_B)^{1/2} \cdot (M - X_B)}$$

$$k = \frac{Fv \cdot C_{B0} \cdot X_B}{V \cdot C_{B0}^{3/2} \cdot (1 - X_B)^{1/2} \cdot (M - X_B)}$$

$$k = \frac{C_{B0} \cdot X}{\tau \cdot C_{B0}^{3/2} \cdot (1 - X_B)^{1/2} \cdot (M - X)}$$

$$\text{Dengan } M = \frac{C_{A0}}{C_{B0}}$$

$$\tau = \frac{V}{Fv}$$

$$-r_B = k \cdot C_{B0}^{3/2} \cdot (1 - X_B)^{1/2} \cdot (M - X_B)$$

Maka nilai konstanta reaksinya (k) adalah =

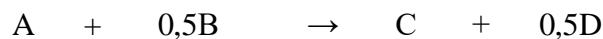
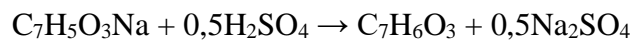
$$k = \frac{(0,8995) \cdot (0,88)}{(2,5) \cdot (0,8995)^{3/2} \cdot (1-0,88)^{1/2} \cdot (2,2727-0,88)}$$

$$k = 0,7693 \text{ (m}^3\text{)}^{1/2}/\text{kmol}^{1/2} \text{ jam}$$

D. Perhitungan Volume dan Ukuran Reaktor

Asumsi:

- Volume cairan selama reaksi tetap
- Bisa dianggap isothermal karena cairan dalam tangki *mixed flow*
- Reaksi sederhana orde dua terhadap $\text{C}_7\text{H}_5\text{O}_3\text{Na}$ dan H_2SO_4



dengan:

$$-r_B = \frac{-dC_B}{dt} = k \cdot C_A C_B^{0,5}$$

Maka diperoleh volume reaktor:

$$\text{Konsentrasi awal } \text{C}_7\text{H}_5\text{O}_3\text{Na} (C_{A0}) = 2,0444 \text{ kmol/ m}^3$$

$$\text{Konsentrasi awal } \text{H}_2\text{SO}_4 (C_{B0}) = 0,8995 \text{ m}^3$$

$$\text{Perbandingan konsentrasi (M)} = 2,2727$$

$$\text{Konversi Reaktor (X)} = 0,88$$

$$\text{Konstanta kecepatan reaksi (k)} = 2,3414 \text{ m}^3/\text{kmol jam}$$

$$\text{Laju alir volumetrik umpan (Fv)} = 2,531 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume cairan dalam reaktor:

$$V = \frac{Fv \cdot C_{B0} \cdot X_B}{(-r_B)}$$

$$V = \frac{Fv \cdot C_{B0} \cdot X_B}{k \cdot C_{B0}^{3/2} \cdot (1 - X_B)^{1/2} \cdot (M - X_B)}$$

Maka, volume reaksinya adalah:

$$V = \frac{(2,531) \cdot (0,8995) \cdot (0,88)}{(2,3414) \cdot (2,531)^{3/2} \cdot (1 - 0,88)^{1/2} \cdot (2,2727 - 0,88)}$$

Volume reaktor = 6,3274 m³

Over design: 20%

Volume reaktor = 1,2 x 6,3274
= 7,5929 m³ (volume *design* yang digunakan)

Menghitung ukuran reaktor:

Reaktor berbentuk silinder tegak dengan perbandingan H:D = 1,5 : 1

Volume shell = $\frac{\pi}{4} D^2 H$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times Volume\ Shell}{\pi}}$$

D = 2,1306 m

Tinggi (H) = 1,5 x 0,8593 m
= 3,1959 m

Ukuran reaktor

Diameter	= 2,1306 m	Tinggi	= 3,1959 m
	= 83,8839 in		= 125,8258 in

- Volume *Dish*

$$V_{dish} = 0,000049 \times D_s^3$$

Ds: diameter *shell* (in)

V *dish* : Volume *dish* (ft³)

$$V_{dish} = 0,000049 \times (83,8839^3)$$

$$= 28,9222 \text{ in}^3$$

$$= 0,0167 \text{ ft}^3$$

- Volume *Straight flanged* (V_{sf})

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} D^2 \frac{sf}{144}$$

Dipilih sf = 2 in

$$V_{sf} = \frac{\pi}{4} (83,8839)^2 \frac{2}{144}$$

$$V_{sf} = 76,717 \text{ in}^3$$

$$= 0,0444 \text{ ft}^3$$

- Volume *Head* = 2 (V *dish* + V_{sf})

$$= 2 \times (28,9222 + 76,717)$$

$$= 211,279 \text{ in}^3$$

$$= 0,001486 \text{ m}^3$$

- Volume reaktor = V *shell* + V *head*

$$= 7,5929 \text{ m}^3 + 0,001486 \text{ m}^3$$

$$= 7,5943 \text{ m}^3$$

- Volume *bottom* = 0,5 x V *head*

$$= 0,5 \times 0,001486 \text{ m}^3$$

$$= 0,000743 \text{ m}^3$$

- Volume cairan = $V_{shell} - V_{bottom}$

$$= 7,5929 - 0,000743$$

$$= 7,5921 \text{ m}^3$$

- Tinggi cairan = $\frac{4.V}{\pi D^2}$

$$= \frac{4.(7,5921)}{\pi(2,1306)^2}$$

$$= 2,131 \text{ m}$$

a) Tekanan Design

$$\rho \text{ campuran} = 1.240,145 \text{ kg/m}^3$$

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \frac{\rho g h}{g_c}$$

$$g/g_c = 1$$

H = tinggi cairan

$$P_{\text{hidrostatik}} = \frac{1.240,145 \times 1 \times 2,131}{1}$$

$$= 2642,313 \text{ kg/m}^2$$

$$= 2,758 \text{ psi}$$

P total = Tekanan operasi + Tekanan Hidrostatik

$$= 14,696 + 2,758 \text{ psi}$$

$$= 18,454 \text{ psi}$$

Tekanan *Over design* 20% =

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times 18,454 \text{ psi}$$

$$= 22,145 \text{ psi}$$

$$= 1,5 \text{ atm}$$

b) Tebal Dinding Reaktor

Reaktor terdiri atas dinding (*shell*), tutup atas, dan tutup bawah

Tutup atas dan bawah berbentuk *torispherical*

Bahan untuk reaktor = *Stainless steel 316*

$$t_s = \frac{Pr}{(fE - 0.6P)} + C$$

(Pers. 13.1, Brownell & young, 1959; hal 254)

Diketahui spesifikasi:

Tebal *shell* (t_s)

$$\text{Max allowable stress (f)} = 24.673,43977 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi sambungan (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor koreksi (C)} = 0,1575 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Jari-jari shell (ri)} = 1,065$$

$$\text{Tekanan desain (P)} = 22,145 \text{ psi}$$

$$\text{Maka tebal shell} = \frac{(22,145).(1,065)}{((2.4673,43977).(0,85) - 0,6(22,145))} + 0,1575$$

$$= 0,1586 \text{ in}$$

Diambil tebal *shell standart* (t_s) = 0,3125 in (5/16")

c) Tebal Head

$$t_h = \frac{P.r_c.w}{2fE - 0,2P} + C$$

(Pers. 7.77 Brownell and Young, 1958 hal 138)

Di mana:

Th = Tebal *Head*

W = faktor intensifikasi tegangan untuk jenis *head*

F = Allowable stress = 24.673,43977 psi

E = Efisiensi Sambungan = 0,85

C = Faktor korosi = 0,1575 in

$$P = P_{\text{Design}} - P_{\text{Lingkungan}}$$

P = 22,145 – 14,696 psi

= 7,449 psi

$$\text{OD} = \text{ID shell} + 2 t_s$$

ID shell = 83,884 in

t_s = 0,313 in

OD = 83,884 + 2 (0,313)

= 84,509 in

Diambil OD *standart* = 90 in

OD	90	in
icr = 5 1/2	5,25	in
r	90	in

$$w = \frac{1}{4} \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

Maka nilai w = 1,785 in

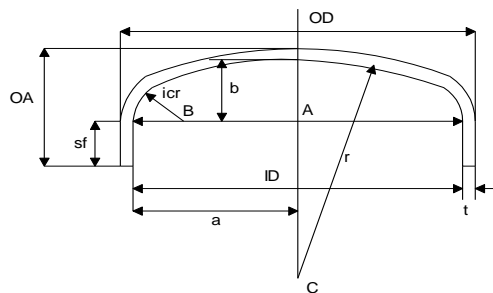
Sehingga didapat nilai tebal *head*

$$t_h = \frac{(7,449).(90).(1,785)}{2.(24.673,43977).(0,85)-(0,2).(7,449)} + 0,1575$$

$$t_h = 0,186 \text{ in}$$

Diambil tebal *head standart* = 0,250 in (1/4")

d) Tinggi Head



Dengan tebal *head* 1/4" maka nilai *sf* adalah (1 1/2 - 2 1/2) in

Dipilih *sf* = 2 in

$$ID = OD - 2ts$$

$$ID = 89,375 \text{ in}$$

$$a = \frac{ID}{2}$$

$$a = 44,688 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$AB = 39,438 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$BC = 87,45 \text{ in}$$

$$AC = \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AC = 75,015 \text{ in}$$

$$b = r - AC$$

$$b = 14,985 \text{ in}$$

$$h_{\text{Head}} = th + b + sf$$

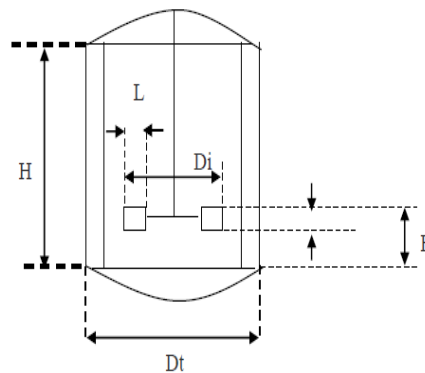
$$H_{\text{head}} (\text{OA}) = 17,235 \text{ in}$$

$$h_{\text{Reaktor}} = 2 h_{\text{Head}} + h_{\text{shell}}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi reaktor} &= 160,296 \text{ in} \\ &= 4,0715 \text{ m} \end{aligned}$$

e) Menghitung Dimensi Pengaduk

Jenis pengaduk : *Turbin 6 blade disk standard*



Keterangan

- ID : diameter dalam pengaduk
- Di : diameter pengaduk
- L : panjang sudut pengaduk
- W : lebar sudut pengaduk
- E : jarak pengaduk dengan dasar tangki
- J : lebar *baffle*
- H : tinggi cairan

Data untuk pengaduk dari Brown “*Unit Operation*” hal. 507

$$Di / ID = 1/3$$

$$W / Di = 1/5$$

$$L / Di = 1/4$$

$$B / ID = 1/12$$

$$E / Di = 1$$

1. Ukuran Pengaduk

- Diameter Pengaduk (D_i)
$$= \frac{ID}{3}$$
$$= \frac{2,1306}{3}$$
$$= 0,7102 \text{ m}$$
- Tinggi Pengaduk (W)
$$= \frac{D_i}{5}$$
$$= \frac{0,7102}{5}$$
$$= 0,1420 \text{ m}$$
- Lebar Pengaduk (L)
$$= \frac{D_i}{4}$$
$$= \frac{0,7102}{4}$$
$$= 0,1776 \text{ m}$$
- Lebar *Baffle* (B)
$$= \frac{ID}{12}$$
$$= \frac{2,1306}{12}$$
$$= 0,0592 \text{ m}$$
- Jarak Pengaduk dengan Dasar Tangki (E)
$$= 1 \times D_i$$
$$= 1 \times 0,7102 \text{ m}$$
$$= 0,7102 \text{ m}$$
- Tinggi Cairan (Z_L)
$$= 2,1306 \text{ m}$$

2. Kecepatan Putar Pengaduk (N)

$$N = \frac{600}{\pi D_i} \sqrt{\frac{WELH}{2D_i}}, WELH = Z_L \times Sg$$

(Rase, 1997)

Dimana: N = kecepatan putar pengaduk, rpm
d = diameter pengaduk, ft
Z_L = tinggi cairan dalam tangki, m
Sg = *specific gravity*
WELH = *Water Equivalent Liquid Height*, ft

Diketahui:

$$\begin{aligned} Sg \text{ (Specific Gravity)} &= \frac{\rho \text{ cairan}}{\rho \text{ air}} \\ &= \frac{1.240,145}{1000} \\ &= 1,240 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= Z_L \times Sg \\ &= 2,1306 \times 1,240 \\ &= 2,642 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{\text{WELH}}{ID} \\ &= \frac{2,642}{2,1306} \\ &= 1,240 \approx 1 \text{ buah pengaduk} \end{aligned}$$

Maka kecepatan putar pengaduk =

$$N = \frac{600}{\pi Di} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2Di}} = \frac{600}{3,14 \times 2,1306} \sqrt{\frac{2,642}{2 \times 2,1306}} = 111,848 \text{ rpm} = 1,864 \text{ rps}$$

3. Viskositas Liquid

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi Massa (x)	μ (cP)	μ campuran (cP)	μ campuran (lb/ft.s)
C ₆ H ₅ ONa	105,92	0,03	2,85	0,1023	0,000069
C ₇ H ₅ O ₃ Na	827,88	0,27	5,16	1,4446	0,000971
H ₂ SO ₄	223,11	0,07	0,46	0,0353	0,000024
H ₂ O	1803,78	0,60	8,37	5,1041	0,003430
Jumlah	2960,71	1,00	8,49	6,6863	0,004493

4. Menghitung *Power* Pengaduk

$$P = \frac{N_p \rho N^3 D i^5}{g_c}$$

Di mana:

Daya Pengaduk (P)

Power Number (Np)

Kecepatan putar pengaduk (N) = 1,864 rps

Densitas campuran (ρ) = 1.240,1446 kg/m³ = 77,3850 lb/ft³

Diameter pengaduk (d) = 0,7102 m = 2,3301 ft

Gravitasi (gc) = 32,1784 ft.lbm/s²·lbf

μ campuran = 6,6863 cP = 0,004493 lb/ft.s

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

$$N_{Re} = \frac{1,864 \times (2,3301)^2 \times (77,3850)}{0,0044932}$$

$$N_{Re} = 174.312,8681$$

$$Np = Kt$$

$$Np = 5,75$$

Maka didapat power pengaduk =

$$P = 971,003 \text{ ft. lb/s}$$

$$= 2,077 \text{ Hp}$$

Daya motor efisiensi adalah 87% (Timmerhaus hal.521)

$$\text{Daya motor} = \frac{P}{\eta}$$

Sehingga Daya motor = 15,126 Hp

f) Menghitung Tebal Jaket Pendingin

Perancangan jaket

Kebutuhan Pemanas = 55.664,40 kJ/hari

= 2.198,32 BTU/jam

<i>Counter Flow</i>					
	<i>Hot Fluid</i>		<i>Cold Fluid</i>		<i>Difference</i>
	°C	°F	°C	°F	
<i>High</i>	60	140,00	28	83,40	32
<i>Low</i>	60	140,00	40	104,00	20

- Menghitung suhu LMTD

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

$$\Delta LMTD = 25,5317 \text{ } ^\circ\text{F}$$

- Menghitung Luas Transfer Panas

cold fluid = water

hot fluid = Heavy Organics

$$U_d = 5 - 75 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d \text{ diambil} = 75 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

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

$$A = 1,1480 \text{ ft}^2$$

$$= 0,1067 \text{ m}^2$$

Luas Selimut Tangki =

$$A = \pi DH$$

$$A = 3,14 \times 2,1177 \times 3,1766$$

$$A = 21,1339 \text{ m}^2$$

$$= 227,4837 \text{ ft}^2$$

Bila luas selimut lebih dari sama dengan A terhitung maka dipilih jaket pemanas atau pendingin. Bila luas selimut kurang dari A terhitung maka dipilih koil pemanas atau pendingin.

Maka dipilih = Jaket Pendingin

Massa air pendingin = 45,7076 kg/jam

Densitas air pendingin = 1.024,8469 kg/m³

$$\text{Laju alir air pendingin} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}}$$

$$= 0,0446 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,000743 \text{ m}^3/\text{menit}$$

Waktu tinggal = 4 menit

$$\text{Volume Air pendingin} = \frac{\text{Laju alir pendingin}}{\text{waktu tinggal}}$$

$$= 0,0030 \text{ m}^3$$

- Menghitung Tinggi Jaket

$$H_j = 0,6 \times \text{Tinggi shell}$$

$$= 0,6 \times 3,1766 \text{ m}$$

$$= 1,5883 \text{ m}$$

- Menghitung Diameter Jacket

$$V_{reaktor} + V_{jacket} = \frac{\pi}{4} D_j^2 H_j + 0.000049 D_j^3$$

$$\text{Volume reaktor} + \text{Volume jacket} = 7,5958 \text{ m}^3$$

Maka, diameter jacket = 2,4675 m (diameter jacket diperoleh secara *trial*)

- Menghitung Lebar Jacket

$$l_j = \frac{D_j - D_t}{2}$$

$$l_j = \frac{2,4675 - 02,1177}{2}$$

$$\text{Lebar Jacket} = 0,1749 \text{ m}$$

- Menghitung Tebal Jacket

$$t = \frac{PR}{SE - 0.2P} + C$$

Diketahui :

$$\text{Faktor korosi (C)} = 0,1575 \text{ in}$$

$$\text{Allowable Stress (f)} = 25.399 \text{ psi}$$

$$\text{Efisiensi Sambungan (E)} = 0,85$$

$$\text{Diameter dalam jacket (Di)} = 83,3750 \text{ in}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 22,1450 \text{ psi}$$

Maka, didapat

$$\text{tebal jacket} = 0,2003 \text{ in}$$

$$\text{Diambil standart} = 0,25 \text{ in (1/4")} = 0,0063 \text{ m.}$$

$$\text{Diameter luas jacket (D2)} = D1 + (2 \times \text{tebal jacket})$$

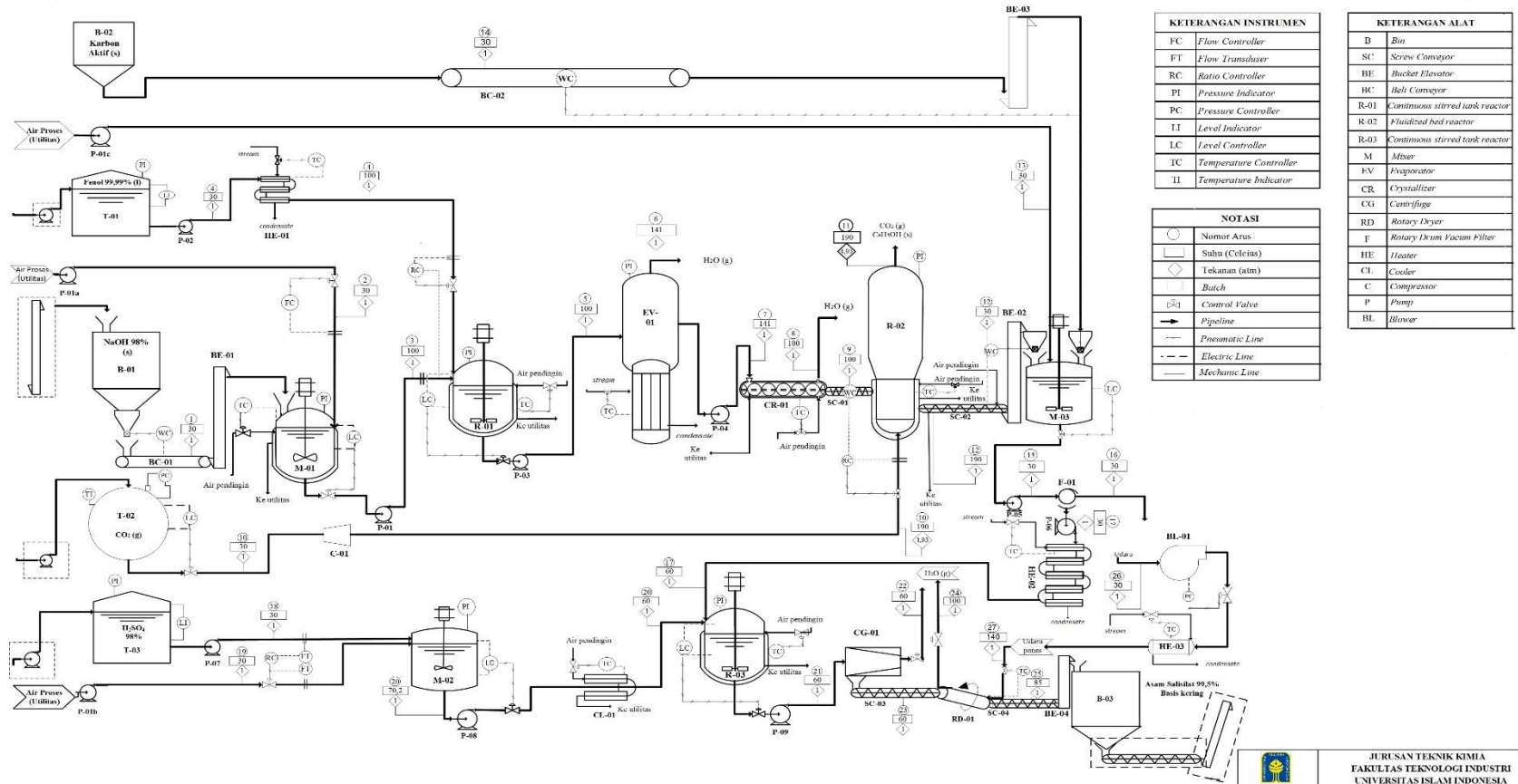
$$= 2,4675 + (2 \times 0,0063)$$

$$= 2,480 \text{ m.}$$

LAMPIRAN

B

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DARI FENOL DAN KARBON DIOKSIDA DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN



- | KETERANGAN INSTRUMEN | |
|----------------------|------------------------|
| FC | Flow Controller |
| FT | Flow Transducer |
| RC | Ratio Controller |
| PI | Pressure Indicator |
| PC | Pressure Controller |
| TI | Level Indicator |
| LC | Level Controller |
| TC | Temperature Controller |
| TI | Temperature Indicator |
-
- | KETERANGAN ALAT | |
|-----------------|---------------------------------|
| B | Bin |
| SC | Screw Conveyor |
| BE | Bucket Elevator |
| BC | Belt Conveyor |
| R-01 | Continuous stirred tank reactor |
| R-02 | Fluidized bed reactor |
| R-03 | Continuous stirred tank reactor |
| M | Mixer |
| EV | Evaporator |
| CR | Crystallizer |
| CG | Centrifuge |
| RD | Rotary Dryer |
| F | Rotary Drum Vacuum Filter |
| HE | Heater |
| CL | Cooler |
| C | Compressor |
| P | Pump |
| BL | Blower |
-
- | NOTASI | |
|--------|----------------|
| ○ | Nomor Arus |
| □ | Suhu (Celcius) |
| ◇ | Tekanan (atm) |
| ▭ | Batch |
| ◇ | Control Valve |
| → | Pipeline |
| --- | Pneumatic Line |
| --- | Electric Line |
| --- | Mechanic Line |

Komponen	Stream Mass																										
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	
Phenol (kg/hr)	487	10872	11479	938	22474	21531	1124	1124	1124	1124	202,82	202,82	1,085,27	1,085,27	0,78	1,451,64	4,81	141,04	141,04	1,803,76	1,733,00	90,19	85,59	0,00			
Water (kg/hr)	253,50		253,50	939,69							11,48	11,48															
NaOH (kg/hr)																											
CO2 (kg/hr)																											
Acetic Acid (kg/hr)																											
Salicylic Acid (kg/hr)																											
Water (kg/hr)																											
Mass total	248,07	10872	819,09	548,81	942,96	21531	780,96	11,21	717,92	204,82	68,81	901,61	1,085,27	4,14	414	414	22,97	2,409,71	22,97	141,04	179,06	2,409,71	2,210,01	79,76	85,34	61,31	


JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
2019

PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM
PRARANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT
DARI FENOL DAN KARBON DIOKSIDA DENGAN
KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN

Disusun Oleh:
LUTHEA UMI AZIZAH (15521051)
ANNISA NUR BAIZURA (15521054)

Dosen Pembimbing:
 1. Sheikh Mahmud S. I., M.T., Ph.D
 2. Ihs Khatiryan S. I., M.Eng

LAMPIRAN













C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Luthfa Umi Azizah
No. MHS : 15521051
Nama Mahasiswa : Annisa Nur Baizura
No. MHS : 15521054
Judul Prarancangan)* :

Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019

Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	20/03/19	Pengajuan Judul	
2.	01/04/19	Penentuan Kapasitor	
3.	18/04/19	Penentuan Kapasitor	
4.	24/04/19	Penentuan Kapasitor + Neraca Massa	
5.	26/04/19	Konsultasi Alat	
6.	21/07/19	Konsultasi Alat	
7.	27/07/19	Konsultasi Reaktor	
8.	05/08/19	Konsultasi Alat	
9.	16/08/19	konsultasi Alat	
10.	23/08/19	Konsultasi Alat	
11.	09/09/19	konsultasi Naskah	
12.	09/09/19	Acc	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 9 September 2019

Pembimbing,












Lilis Kistriyani, S.T., M.Eng.

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

Nama Mahasiswa : Luthfa Umi Azizah
 No. MHS : 15521051
 Nama Mahasiswa : Annisa Nur Baizura
 No. MHS : 15521054
 Judul Prarancangan)* : PRARANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DARI FERROL
 DAN CO₂ DENGAN KAPASITAS 5000 TON/TAHUN,
 Mulai Masa Bimbingan : 08 April 2019
 Batas Akhir Bimbingan : 05 Oktober 2019

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	25/3/2019	Pengajuan Judul dan bahan baku	
2.	1/4/2019	Konsultasi bahan baku pabrik yang di gunakan.	
3.	12/4/2019	Pengajuan kapasitas.	
4.	24/4/2019	Penentuan kapasitas.	
5.	13/5/2019	Konsultasi pembahasan proses.	
6.	20/5/2019	proses dan Alot proses.	
7.	27/6/2019	proses dan Alot proses.	
8.	4/9/2019	konsultasi P&ID	
9.	9/9/2019	konsultasi naskah	
10.	10/9/2019	revisian naskah dan ACC	

Disetujui Draft Penulisan:

Yogyakarta, 10-09-2019

Pembimbing,



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

)* Judul PraRancangan Ditulis dengan Huruf Balok

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