

No

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DARI
FENOL DAN KARBON DIOKSIDA KAPASITAS 55.000
TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

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



Oleh :

Nama : Anggun Wahyu Andriani

Nama : Hemalia Sabilla Putri

No.Mahasiswa : 20521162

No.Mahasiswa : 20521187

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

2024

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DARI FENOL
DAN KARBON DIOKSIDA KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Anggun Wahyu Andriani

No.Mahasiswa : 20521162

Nama : Hemalia Sabilla Putri

No.Mahasiswa : 20521187

Yogyakarta, 04 November 2024

Pembimbing,



Nur Indah Fajar Mukti. S.T., M.Eng., Dr.

LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL

PRA RANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DARI FENOL DAN
KARBON DIOKSIDA KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN

Saya yang bertandatangan dibawah ini :

Nama	: Anggun Wahyu Andriani	Nama	: Hemalia Sabilla Putri
No.Mahasiswa	: 20521162	No.Mahasiswa	: 20521187

Yogyakarta, 02 November 2024

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan 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 risiko dan konsekuensi apapun.

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

Td. Tangan

A signature in black ink is written over a rectangular meter stamp. The stamp features the Garuda Pancasila emblem on the left and the text "METERAN TEMPEL" in the center. Below the stamp, the alphanumeric code "AEAMX021534361" is printed.

Anggun Wahyu Andriani

Td. Tangan

A signature in black ink is written over a rectangular meter stamp. The stamp features the Garuda Pancasila emblem on the left and the text "METERAN TEMPEL" in the center. Below the stamp, the alphanumeric code "174AMX021534366" is printed.

Hemalia Sabilla Putri

**LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI PRARANCANGAN
PABRIK ASAM SALISILAT DARI FENOL DAN KARBON
DIOKSIDA KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN**

PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Anggun Wahyu Andriani	Nama : Hemalia Sabilla Putri
No.Mahasiswa : 20521162	No.Mahasiswa : 20521187

Telah dipertahankan di Depan Sidang Penguji sebagai Salah Satu Syarat untuk
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Program Studi Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia
Yogyakarta, 2024

Tim Penguji,

Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng., Dr.

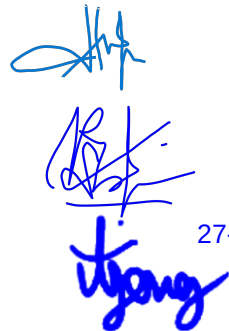
Ketua

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

Anggota I

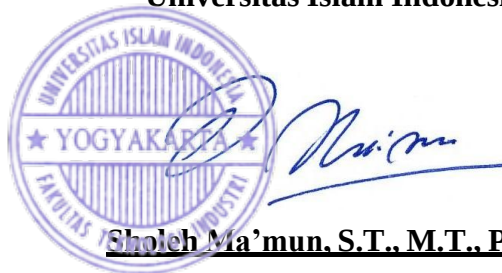
Ajeng Yulianti Dwi Lestari, S.T., M.T.

Anggota II


27-11-2024

Mengetahui:

**Ketua Program Studi Teknik
Kimia Fakultas Teknologi Industri
Universitas Islam Indonesia**


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

KATA PENGANTAR

Assalamua'alaikum warahmatullahi wabarakatuh

Alhamdulillahirabbil'alamin, segala puja dan puji syukur atas kehadiran Allah SWT karena atas berkat dan rahmat yang telah diberikan oleh-Nya, sehingga kami dapat menyelesaikan tugas akhir prarancangan pabrik kimia dengan baik dan tepat waktu. Shalawat serta salam selalu tercurahkan atas junjungan kita, Nabi Muhammad SAW beserta keluarga dan para sahabat.

Tugas akhir prarancangan pabrik kimia dengan judul “Prarancangan Pabrik Asam Salisilat dari Fenol dan Karbon Dioksida Kapasitas 55.000 Ton/Tahun” disusun sebagai penerapan dari ilmu teknik kimia yang telah diperoleh selama perkuliahan, serta sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan tugas akhir ini dapat diselesaikan dengan lancar atas bantuan, dorongan, dan doa dari berbagai pihak. Oleh karena itu, pada kesempatan ini kami sebagai penyusun ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT atas segala kehendak-Nya, penyusun diberi kesabaran dan kemampuan untuk dapat menyelesaikan tugas akhir ini.
2. Kepada kedua orang tua serta seluruh keluarga terdekat yang selalu memberikan do'a, kekuatan, dan dukungan baik moril maupun materil selama menempuh pendidikan di Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
3. Bapak Hari Purnomo, Prof., Dr., Ir., M.T., IPU, ASEAN.Eng selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.

4. Ibu Ifa Puspasari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
5. Bapak Sholeh Ma'mun, S.T., M.T., Ph.D. selaku Ketua Prodi Teknik Kimia Program Sarjana Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
6. Ibu Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng., Dr. selaku Dosen pembimbing yang selalu memberikan waktu, arahan, dan bimbingan dalam penyusunan dan penyelesaian tugas akhir ini
7. Seluruh Dosen Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia atas segala ilmu yang telah diberikan selama proses belajar mengajar selama perkuliahan.
8. Seluruh civitas akademika di lingkungan Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
9. Seluruh rekan-rekan Mahasiswa Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri Universitas Islam Indonesia.
10. Seluruh pihak dan kalangan yang telah banyak membantu kami dalam penyusunan tugas akhir ini, yang tidak dapat kami sebutkan satu per satu.

Demikian laporan tugas prarancangan pabrik kimia ini kami susun, Penyusun mengharapkan agar laporan ini dapat diambil manfaatnya sehingga dapat memberikan inspirasi bagi pembaca dan diri penyusun sendiri. Oleh karena itu penyusun mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun.

Wassalamu'alaikum warahmatullahi wabarakatuh.

LEMBAR PERSEMBAHAN

Karya ini saya persembahkan kepada:

Segala puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT, Yang Maha Pengasih dan Yang Maha Penyayang. Taburan cinta dan kasih sayang-Mu telah memberikanku kekuatan, membekaliku dengan ilmu serta kemudahan yang Engkau berikan, Alhamdulillah. Shalawat dan salam selalu terlimpahkan keharibaan Rasulullah Muhammad SAW.

Saya ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada kedua orang tua saya yang telah memberikan kasih sayang, dukungan, ridho, dan cinta yang tak terhingga. Terima kasih atas doa-doa yang kalian panjatkan yang tak mungkin dapat saya balas hanya dengan selembar kerta yang bertuliskan kata persembahan. Saya berharap dapat membahagiakan, mengangkat derajat, dan membuat kalian bangga. Semoga Allah senantiasa memberikan kesehatan dan umur yang panjang kepada Bapak dan Mama, Aaamiin.

Terima kasih juga saya sampaikan kepada ketiga adik saya: adik Bagas, Bayu dan Arcilla yang selalu memberi saya kekuatan. Semoga kalian selalu sehat agar saya bisa memberikan kebahagiaan di masa depan ketika saya mencapai kesuksesan. Terimakasih juga untuk keluarga saya kakek, nenek, om, tante dan ketiga sepupu saya (Intan, Lula dan Niken) yang telah mendukung dan mendoakan saya semoga Allah selalu memberi kalian kesehatan dan Rezeki yang melimpah.

Untuk sahabat sahabat saya: Mba Sunny, Mba Nurul, Mba Lia, Nikmah, Pita dan Ayu yang telah menemani dan membersamai saya sejak SMP, semoga persahabatan kita bisa terus langgeng dan semoga kalian diberi kesuksesan oleh Allah. Kepada Dian dan Isti, sahabat saya yang selalu menemani suka maupun duka selama masa perkuliahan ini, saya sangat bertetimakasih atas kehadiran, dukungan dan motivasi kalian. Untuk Dian, terimakasih sudah membantu saya dalam pengerjaan Tugas Akhir ini dan selalu mengantarkan saya kemanapun saya perlu, dan untuk Isti terimakasih

karna selalu membantu saya saat di kos dan meminjami saya motor. Terimakasih untuk hal-hal baik yang kalian berikan kepada saya, semoga kita tetap terus bersahabat walaupun tinggal di beda pulau, saya selalu berdoa untuk kesuksesan dan kebahagiaan kalian.

Terakhir, untuk Hemalia partner saya dalam menyelesaikan Tugas akhir ini. Terimakasih sudah memilih saya untuk menjadi partner dan terimakasih untuk semua bantuan dan kerja keras yang selama ini kamu berikan. Semoga Hemalia selalu dilindungi dan diberi kemudahan oleh Allah dalam hidup ini.

(Anggun Wahyu Andriani)

LEMBAR PENGESAHAN

Karya ini saya persembahkan kepada:

Segala puji syukur saya panjatkan kepada Allah SWT, Yang Maha Pengasih dan Yang Maha Penyayang yang atas karunia yang diberikan sehingga saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini. Shalawat serta salam selalu terlimpahkan kehadiran Rasulullah Muhammad SAW.

Sebagai tanda hormat dan terimakasih yang tiada terkira saya persembahkan karya sederhana ini kepada Ayah saya tercinta (Hendra) dan Bunda saya tercinta (Heni Shepiyeni), yang tanpa henti memberikan kasih sayang, cinta, dukungan, dan memberikan semangat. Terimakasih atas segala doa dan pengorbanan yang telah kalian lakukan yang membuat saya tidak pernah berhenti untuk terus mengejar cita-cita, serta dukungan yang menjadi obat penguat. Saya berharap setitik karya ini memberikan kebahagiaan dan rasa bangga kepada Ayah dan Bunda. Semoga Allah senantiasa memberikan Kesehatan dan keberkahan dalam hidup Ayah dan Bunda Aamiin.

Terima kasih juga untuk nenek saya tercinta (Maripah) yang selalu memberikan saya semangat serta mendoakan saya tiada hentinya. Terima kasih saya ucapkan kepada adik-adik saya (Herina dan Hasbi) karena telah memberikan semangat kepada saya dan doa yang tiada henti buat saya. Saya juga mengucapkan buat seluruh keluarga besar saya yang selalu mendoakan saya dan selalu memberikan saya semangat. Tinggal jauh dari keluarga karena suatu kewajiban yang saya laksanakan sebagai mahasiswa menjadikan saya banyak belajar hal baru dan sekali lagi saya ucapkan untuk seluruh keluarga besar saya terimakasih karena berkat doa dan dukungan yang tiada henti saya dapat menyelesaikan kewajiban saya sebagai mahasiswa.

Untuk sahabat-sahabat saya tercinta Kesehatan Dr.Robert (Wina, Rauza, Samiyah, Fatimah, Fani, Yanti, Jhody, dan Tandfizh) terimakasih karena sudah menemani saya, memberikan dukungan, doa yang tiada henti selama 4 tahun kita berkuliah di Jogja. Terimakasih karena banyak membantu saya dalam menjalankan masa perkuliahan yang tidak mudah ini. Terimakasih juga saya

ucapkan kepada sepupu sekaligus teman kost saya (Selma) selama di Jogja karena tidak henti memberikan saya dukungan dan semangat untuk menjalani perkuliahan ini. Saya mengucapkan terimakasih kepada partner Tugas Akhir saya (Anggun) terimakasih karena telah mempercayai saya untuk menjadi partner. Terimakasih atas segala bantuan, dukungan dan kerja keras yang telah diberikan selama ini. Saya juga mengucapkan kepada teman saya (Dian) karena telah banyak membantu saya dalam Menyusun Tugas Akhir ini terimakasih karena sudah meluangkan waktu untuk membantu saya dalam mengerjakan Tugas Akhir ini. Saya juga meminta maaf atas segala kesalahan yang saya perbuat. Saya berharap ini bukan menjadi akhir dari cerita persahabatan kita, namun menjadi bab baru untuk kita meraih mimpi.

Saya juga mengucapkan terimakasih kepada Dosen Pembimbing saya Ibu Dr. Nur Indah Fajar Mukti, S.T., M.Eng. yang telah membimbing, mengajari, menasehati dan mengarahkan saya hingga tugas akhir ini selesai.

Terakhir saya mengucapkan terimakasih kepada teman saya (wulan) yang sangat membantu saya dalam hal apapun. Teman-teman KKN saya, teman-teman bimbingan, teman-teman penelitian dan KP dan teman-teman yang tidak bisa saya sebutkan satu persatu saya mengucapkan terimakasih atas bantuan yang telah diberikan.

(Hemalia Sabilla Putri)

DAFTAR ISI

LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN	ii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI.....	iii
KATA PENGANTAR	iv
LEMBAR PERSEMBAHAN	vi
LEMBAR PENGESAHAN	viii
DAFTAR ISI.....	x
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR GAMBAR.....	xv
DAFTAR GRAFIK.....	xvi
DAFTAR LAMPIRAN	xvii
ABSTRAK	xx
ABSTRACT	xxi
BAB I PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik	3
1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada.....	3
1.2.2 Kebutuhan Asam Salisilat di Indonesia.....	4
1.3 Tinjauan Pustaka.....	7
1.3.1 Asam Salisilat.....	7
1.3.2 Proses Pembuatan Asam Salisilat	10
1.3.3 Pemilihan Proses.....	14
1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika	15
1.4.1 Tinjauan Kinetika	15
1.4.2 Tinjauan Termodinamika	16
BAB II SPESIFIKASI PRODUK.....	18
2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk	18
2.2 Pengendalian Kualitas	22
2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	23
2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses	23
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk.....	24
BAB III PERANCANGAN PROSES	25
3.1 Diagram Alir dan Proses	25
3.2 Uraian Proses.....	27
3.2.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku	27
3.2.2 Tahap Pembuatan Asam Salisilat	28
3.2.3 Tahap pemurnian Produk.....	29
3.3 Spesifikasi Alat	29
3.3.1 Reaktor 01	30
3.3.2 Reaktor (R-02)	31
3.3.3 Mixer (M-01).....	33
3.3.4 Mixer (M-02).....	33

3.3.5 Rotary Dryer (RD-01)	34
3.3.6 Rotary Dryer (RD-02)	35
3.3.7 Rotary Drum Vacuum Filter (F-01)	36
3.3.8 Rotary Drum Vacuum Filter (F-02)	36
3.3.9 Tangki Fenol (C_6H_6O)	37
3.3.10 Tangki Natrium Hidroksida (NaOH).....	38
3.3.11 Tangki Toluena (C_7H_8).....	39
3.3.12 Karbon Dioksida (CO_2).....	40
3.3.13 Tangki HCl.....	40
3.3.14 Tangki <i>Acetone</i> (C_3H_6O).....	41
3.3.15 Gudang 01	42
3.3.16 Screw Conveyor	43
3.3.17 Pompa	45
3.3.18 Heater	53
3.3.19 Cooler	55
3.4 Neraca Massa Peralat	56
3.4.1 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	56
3.4.2 Neraca Massa Reaktor (R-02).....	56
3.4.3 Neraca Massa Mixer (M-01).....	57
3.4.4 Neraca Massa Mixer (M-02).....	58
3.4.5 Neraca Massa Rotary Dryer (RD-01)	59
3.4.6 Neraca Massa Rotary Dryer (RD-02)	58
3.4.7 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (F-01)	59
3.4.8 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (F-02).....	59
3.5 Neraca Panas	60
3.5.1 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	60
3.5.2 Neraca Panas Reaktor (R-02).....	61
3.5.3 Neraca Panas Mixer (M-01)	61
3.5.4 Neraca Panas Mixer (M-02)	62
3.5.5 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-01).....	62
3.5.6 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-02).....	63
3.5.7 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (F-01).....	63
3.5.8 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (F-02).....	64
3.5.9 Neraca Panas Heater (HE-01).....	64
3.5.10 Neraca Panas Heater (HE-02)	64
3.5.11 Neraca Panas Coller (CL-01).....	65
BAB IV PERANCANGAN PABRIK	66
4.1 Lokasi Pabrik	66
4.1.1 Faktor Penentu Lokasi Pabrik.....	66
4.1.2 Pemilihan Proses.....	68
4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout).....	69
4.3 Tata Alat Proses (Proses Plant and Equipment).....	72
4.4 Organisasi Perusahaan	75
4.4.1 Bentuk Perusahaan	76
4.4.2 Struktur Organisasi Perusahaan	77
4.4.3 Tugas dan Wewenang	78

4.4.4 Pembagian jam Kerja Karyawan	80
4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji.....	82
BAB V UTILITAS	88
5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air.....	88
5.1.1 Unit Penyediaan Air	88
5.1.2 Pengolahan Air	91
5.1.3 Kebutuhan Air	95
5.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i>	96
5.3 Unit Pembangkit Listrik	97
5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar	99
BAB VI ANALISIS EKONOMI.....	101
6.1 Penaksiran Harga Peralatan.....	102
6.2 Dasar Perhitungan	106
6.3 Perhitungan Biaya.....	107
6.3.1 Total Capital Investment	107
6.3.2 Manufacturing Cost	107
6.3.3 General Expense	108
6.4 Analisa Kelayakan	108
6.4.1 Return Of Investment (ROI)	108
6.4.2 <i>Pay Out Time</i> (POT)	109
6.4.3 Break Even Point (BEP)	110
6.4.4 Shut Down Point (SDP).....	111
6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR).....	111
6.5 Hasil Perhitungan.....	112
6.6 Analisa Keuntungan	116
6.7 Analisa Kelayakan	116
6.7.1 Return Of Investment (ROI)	116
6.7.2 <i>Pay Out Time</i> (POT)	117
6.7.3 Break Even Point (BEP)	117
6.7.4 Shut Down Point (SDP).....	117
6.7.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR).....	117
BAB VII PENUTUP.....	119
7.1 Kesimpulan	119
7.2 Saran	120
DAFTAR PUSTAKA.....	121
LAMPIRAN A.....	124
REAKTOR 01	124
REAKTOR 02	145
LAMPIRAN B	166
LAMPIRAN C.....	168

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Pabrik Produksi Asam Salisilat.....	3
Tabel 1.2 Data Impor Asam Salisilat di Indonesia.....	4
Tabel 1.3 Data Kebutuhan Asam Salisilat di Indonesia.....	6
Tabel 2.1 Spesifikasi Fenol (C_6H_5OH)	18
Tabel 2.2 Spesifikasi Karbon Dioksida (CO_2)	19
Tabel 2.3 Spesifikasi Natrium hidroksida ($NaOH$).....	20
Tabel 2.4 Spesifikasi Asam salisilat ($C_7H_6O_3$)	21
Tabel 3.1 Screw Conveyor	43
Tabel 3.2 Screw Conveyor	44
Tabel 3.3 Pompa.....	45
Tabel 3.4 Heater	53
Tabel 3.5 Coller.....	55
Tabel 3.6 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	56
Tabel 3.7 Neraca Massa Reaktor (R-02).....	56
Tabel 3.8 Neraca Massa Mixer (M-01).....	57
Tabel 3.9 Neraca Massa Mixer (M-02).....	58
Tabel 3.10 Neraca Massa Rotary Dryer (RD-01)	59
Tabel 3.11 Neraca Massa Rotary Dryer (RD-02)	58
Tabel 3.12 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (F-01).....	59
Tabel 3.13 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (F-02).....	59
Tabel 3.14 Neraca Panas Reaktor (R-01).....	60
Tabel 3.15 Neraca Panas Reaktor (R-02).....	61
Tabel 3.16 Neraca Panas Mixer (M-01).....	61
Tabel 3.17 Neraca Panas Mixer (M-02).....	62
Tabel 3.18 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-01)	62
Tabel 3.19 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-02)	63
Tabel 3.20 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (F-01)	63
Tabel 3.21 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (F-02)	64
Tabel 3.22 Neraca Panas Heater (HE-01)	64

Tabel 3.23 Neraca Panas Heater (HE-02)	64
Tabel 3.24 Neraca Panas Coller (CL-01)	65
Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik	71
Tabel 4.2 Jadwal Kerja Tiap Regu	82
Tabel 4.3 Rincian Jumlah Tenaga Kerja	83
Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin 1	95
Tabel 5.2 kebutuhan Air untuk Steam	96
Tabel 5.3 Kebutuhan Air Domestik	96
Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Pompa Proses	97
Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses	97
Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Pompa Utilitas	98
Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Lain-lain	99
Tabel 6.1 Indeks Harga	102
Tabel 6.2 Harga Indeks Pada Tahun Perancangan	105
Tabel 6.3 Physical Plant Cost (PPC)	112
Tabel 6.4 Direct Plant Cost (DPC)	113
Tabel 6.5 Fixed Capital Investment (FCI)	113
Tabel 6.6 Direct Manufacturing Cost (DMC)	113
Tabel 6.7 Indirect Manufacturing Cost (IMC)	114
Tabel 6.8 Fixed Manufacturing Cost (FMC)	114
Tabel 6.9 Total Manufacturing Cost (MC)	115
Tabel 6.10 Working Capital (WC)	115
Tabel 6.11 General Expenses (GE)	115
Tabel 6.12 Total Production Cost (TPC)	116

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Asam Salisilat ($C_7H_6O_3$).....	8
Gambar 1.2 Struktur Molekul Asam Salisilat ($C_7H_6O_3$).....	8
Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif Produksi Asam Salisilat.....	25
Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif Produksi Asam Salisilat.....	26
Gambar 4.1 Lokasi Pabrik Asam Salisilat	66
Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik	70
Gambar 4.4 Tata Letak Alat Proses	75
Gambar 4.5 Struktur Organisasi Perusahaan.....	78
Gambar 5.1 Pengolahan Air.....	95

DAFTAR GRAFIK

Grafik 1.1 Kebutuhan Impor Asam Salisilat di Indonesia	5
Grafik 1.2 Kebutuhan Asam Salisilat di Indonesia.....	6
Grafik 6.1 Korelasi Kapasitas Produksi terhadap Biaya.....	118

DAFTAR LAMPIRAN

Tabel A.1 Neraca Massa	124
Tabel A.2 Suhu Pendingin Jaket	136
Tabel A.3 Neraca Massa	145
Tabel A.4 Suhu Pemanas Jaket	157
Gambar A.1 Hubungan Dimensional untuk flanged and dished heads	129
Gambar A.2 Hubungan Dimensional untuk flanged and dished heads	150

DAFTAR LAMBANG/NOTASI/SINGKATAN

T	: Temperature, °C
D	: Diameter, m
H	: Tinggi, m
P	: Tekanan, psi
μ	: Viskositas, cP
ρ	: Densitas, kg/m ³
Q	: Kebutuhan Kalor, kJ/jam
A	: Luas Penampang, m ²
V	: Volume, m ³
t	: Waktu, jam
M	: Massa, Kg
Fv	: Laju Volumetrik, m ³
r	: Jari-jari, in
P	: <i>Power motor</i> , Hp
Ts	: <i>Tebal shell</i> , in
ΔP_T	: <i>Pressure drop</i> , psia
ID	: <i>Inside diameter</i> , in
OD	: <i>Outside diameter</i> , in
Th	: <i>Tebal head</i> , in
Re	: Bilangan Reynold
u ₀	: Kecepatan awal fluidisasi, m/s

Umf	:	Kecepatan fluidisasi minimum, m/s
F	:	<i>Allowable Stress</i> , psia
E	:	Efisiensi pengelasan
Icr	:	Jari-jari sudut dalam, in
Ud	:	Koefisien transfer panas dalam keadaan kotor, Btu/jam ft ² °F
Uc	:	Koefisien transfer panas dalam keadaan bersih, Btu/jam ft ² °F
Rd	:	Faktor pengotor
Cp	:	Kapasitas Panas, Btu/lb°F
K	:	Konduktivitas termal, Btu/jam ft ² °F
JH	:	<i>Heat transfer factor</i>
Hi	:	<i>Inside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
Ho	:	<i>Outside film coefficient</i> , Btu/jam ft ² °F
LMTD	:	Long mean temperature different, °F
K	:	Konstanta kinetika reaksi, 1/waktu
wf	:	<i>Total head</i> , in
ΔH	:	Entalpi, KJ/Jam
Th	:	<i>Tebal head</i> , in

ABSTRAK

Asam salisilat merupakan senyawa organik yang sangat berguna, terutama dalam bidang farmasi dan kosmetik. Penggunaannya meliputi pembuatan aspirin dan berbagai produk perawatan kulit. Bahan baku yang digunakan untuk pembuatan asam salisilat di Indonesia terdiri dari fenol, karbondioksida, dan natrium hidroksida. Fenol (C_6H_5OH) adalah senyawa aromatik yang banyak digunakan dalam berbagai industri kimia, termasuk dalam sintesis asam salisilat. Fenol dipilih sebagai bahan baku utama dalam pembuatan asam salisilat karena memiliki reaktivitas kimia yang tinggi, serta tersedia dalam jumlah besar dengan harga yang relatif terjangkau. Potensi bahan baku untuk pembuatan asam salisilat yang mudah tersedia di dalam negeri dimanfaatkan secara optimal, kebutuhan akan asam salisilat di Indonesia dapat terpenuhi secara mandiri. Hal ini akan memberikan dampak positif, terutama dengan mengurangi ketergantungan pada impor, sehingga mampu menekan biaya. Berdasarkan hal tersebut, direncanakan di dirikan Pabrik Asam Salisilat dengan kapasitas 55.000 ton/tahun yang terletak di indramayu, Jawa Barat yang ditinjau dari berbagai faktor. Pendirian pabrik asam salisilat diharapkan mampu menciptakan lapangan pekerjaan, meningkatkan ekspor, membantu memenuhi permintaan global, sekaligus menambah devisa negara dan memperkuat daya saing di pasar internasional. Salah satu metode inovatif untuk produksi asam salisilat adalah melalui reaksi fenol dengan karbon dioksida (CO_2), yang dikenal sebagai proses *Kolbe-Schmitt*. Reaksi ini melibatkan karboksilasi fenol dengan CO_2 dalam kondisi tekanan dan suhu tinggi, menghasilkan asam salisilat dengan hasil yang optimal. Terjadi reaksi antara Fenol dan NaOH yang menjadi Sodium Phenoxide dan H_2O dan pada reaktor 2 terjadi reaksi antara Sodium Phenoxide dan CO_2 membentuk Sodium Salisilate. Untuk mendukung berjalannya pabrik ini digunakan air sebesar 5719,3409 kg/jam yang berasal dari sungai Cimanuk. Kebutuhan listrik mencapai 99,40 kW. Berdasarkan hasil analisa ekonomi menunjukkan Return Of Investment (ROI) sebesar 36,98% sebelum pajak dan 29,59% setelah pajak. Pay Out Time (POT) sebesar 2,3 tahun sebelum pajak dan 1,3 tahun setelah pajak. Break Even Point (BEP) sebesar 58,83%, Shut Down Point (SDP) sebesar 48,17%. Berdasarkan dari analisa dapat disimpulkan bahwa pabrik asam salisilat dari fenol dan karbon dioksida layak untuk didirikan.

Kata kunci : Asam Salisilat, Fenol, karbon dioksid, *Kolbe-Schmitt*

ABSTRACT

Salicylic acid is a very useful organic compound, especially in the pharmaceutical and cosmetic fields. Its uses include the manufacture of aspirin and various skin care products. The raw materials used for the manufacture of salicylic acid in Indonesia consist of phenol, carbon dioxide, and sodium hydroxide. Phenol (C_6H_5OH) is an aromatic compound that is widely used in various chemical industries, including in the synthesis of salicylic acid. Phenol is chosen as the main raw material in the manufacture of salicylic acid because it has high chemical reactivity, and is available in large quantities at a relatively affordable price. The potential of raw materials for the manufacture of salicylic acid that are easily available domestically is utilized optimally, the need for salicylic acid in Indonesia can be met independently. This will have a positive impact, especially by reducing dependence on imports, thereby reducing costs. Based on this, it is planned to establish a Salicylic Acid Factory with a capacity of 55,000 tons/year located in Indramayu, West Java, which is reviewed from various factors. The establishment of a salicylic acid factory is expected to create jobs, increase exports, help meet global demand, while increasing the country's foreign exchange and strengthening competitiveness in the international market. One innovative method for the production of salicylic acid is through the reaction of phenol with carbon dioxide (CO_2), known as the Kolbe-Schmitt process. This reaction involves the carboxylation of phenol with CO_2 under high pressure and temperature conditions, producing salicylic acid with optimal results. A reaction occurs between Phenol and NaOH which becomes Sodium Phenoxide and H_2O and in reactor 2 a reaction occurs between Sodium Phenoxide and CO_2 to form Sodium Salicylate. To support the operation of this factory, 5719.3409 kg/hour of water is used from the Cimanuk River. The electricity requirement reaches 99.40 kW. Based on the results of the economic analysis, the Return Of Investment (ROI) is 36.98% before tax and 29.59% after tax. Pay Out Time (POT) of 2.3 years before tax and 1.3 years after tax. Break Even Point (BEP) of 58.83%, Shut Down Point (SDP) of 48.17%. Based on the analysis, it can be concluded that the salicylic acid factory from phenol and carbon dioxide is feasible to be established.

Keywords: Salicylic Acid, Phenol, carbon dioxide, Kolbe-Schmitt

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Asam salisilat merupakan senyawa organik yang sangat berguna, terutama dalam bidang farmasi dan kosmetik. Penggunaannya meliputi pembuatan aspirin dan berbagai produk perawatan kulit. Aspirin adalah salah satu obat yang paling banyak digunakan di seluruh dunia untuk pengobatan nyeri, demam, dan inflamasi, serta pencegahan penyakit kardiovaskular. Menurut data dari *WHO*, aspirin termasuk dalam Daftar Obat Esensial karena efektivitasnya dalam mencegah serangan jantung dan stroke melalui pengenceran darah. Keuntungan lain dari asam salisilat di bidang farmasi adalah kemampuannya untuk digunakan sebagai bahan baku dalam produksi obat-obatan antiinflamasi *nonsteroid (NSAID)*, yang memiliki sifat analgesik dan antipiretik yang kuat.

Selain itu, senyawa ini juga digunakan sebagai bahan tambahan dalam industri makanan serta pengawet. Seiring berkembangnya sektor kesehatan dan kecantikan, permintaan global terhadap asam salisilat terus meningkat. Hal ini mendorong perlunya teknologi produksi yang lebih efisien dan ramah lingkungan.

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, karbondioksida, dan natrium hidroksida. Fenol (C_6H_5OH) adalah senyawa aromatik yang banyak digunakan dalam berbagai industri kimia, termasuk dalam sintesis asam salisilat. Senyawa ini biasanya diperoleh dari proses produksi kumena atau sebagai produk sampingan dari industri petrokimia. Fenol dipilih sebagai bahan baku utama dalam pembuatan asam salisilat karena memiliki reaktivitas kimia yang tinggi,

serta tersedia dalam jumlah besar dengan harga yang relatif terjangkau. Fenol mudah bereaksi dengan karbon dioksida (CO_2) dalam kondisi khusus, seperti suhu dan tekanan tinggi, untuk menghasilkan asam salisilat.

Fenol diproduksi oleh PT Kumerindo Kridanusa, karbon dioksida (CO_2) diproduksi oleh PT Pupuk Kujang, yang berlokasi di Karawang, Jawa Barat, PT Petrokimia Gresik, PT Molindo Inti Gas, dan PT Pertamina RU IV Balongan. Natrium hidroksida (NaOH) diproduksi oleh beberapa Perusahaan besar. Diantaranya PT Asahimas Chemical, PT Sulfindo Adiusaha.

Salah satu metode inovatif untuk produksi asam salisilat adalah melalui reaksi fenol dengan karbon dioksida (CO_2), yang dikenal sebagai proses *Kolbe-Schmitt*. Reaksi ini melibatkan karboksilasi fenol dengan CO_2 dalam kondisi tekanan dan suhu tinggi, menghasilkan asam salisilat dengan hasil yang optimal. Penggunaan CO_2 sebagai bahan baku tidak hanya efisien, tetapi juga sejalan dengan prinsip kimia hijau, karena memanfaatkan gas rumah kaca dan mengurangi dampak lingkungan.

Untuk mengatasi peningkatan permintaan pasar dan mengadopsi proses yang lebih ramah lingkungan, perancangan pabrik berbasis reaksi fenol dan CO_2 menjadi relevan. Fenol sendiri merupakan bahan baku yang relatif murah dan mudah diperoleh sebagai produk sampingan dari industri petrokimia. Mengoptimalkan reaksi ini tidak hanya memberikan keuntungan ekonomi, tetapi juga meningkatkan keberlanjutan lingkungan.

Jika potensi bahan baku untuk pembuatan asam salisilat yang mudah tersedia di dalam negeri dimanfaatkan secara optimal, kebutuhan akan asam salisilat di Indonesia dapat terpenuhi secara mandiri. Hal ini akan memberikan dampak positif, terutama dengan mengurangi ketergantungan pada impor, sehingga mampu menekan biaya. Selain itu, pendirian

pabrik asam salisilat juga diharapkan menciptakan lapangan pekerjaan baru bagi masyarakat sekitar, yang pada gilirannya akan meningkatkan kesejahteraan mereka. Pabrik ini juga berpotensi meningkatkan ekspor, membantu memenuhi permintaan global, sekaligus menambah devisa negara dan memperkuat daya saing di pasar internasional. Oleh karena itu, penting untuk mengkaji lebih lanjut pendirian pabrik asam salisilat ini.

1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Penentuan kapasitas sebuah pabrik dapat dilihat dari berbagai faktor, seperti data produksi, tingkat konsumsi, ekspor, impor, ketersediaan bahan baku, serta kapasitas pabrik yang sudah ada baik di Indonesia maupun secara global.

Pabrik asam salisilat di Indonesia direncanakan mulai beroperasi pada tahun 2030. Kapasitas pabrik ini ditentukan berdasarkan kapasitas pabrik yang sudah ada serta mempertimbangkan kebutuhan asam salisilat di dalam negeri yang diambil dari data impor. Selain itu, kebutuhan untuk ekspor ke negara-negara tetangga juga menjadi faktor pertimbangan. Saat ini, belum ada pabrik di Indonesia yang memproduksi asam salisilat secara lokal, sehingga pendirian pabrik dengan kapasitas produksi 55.000 ton per tahun ini bertujuan untuk memenuhi permintaan dalam negeri dan kebutuhan ekspor mulai tahun 2024.

1.2.1 Kapasitas Pabrik yang Sudah Ada

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

Tabel 1.1 Pabrik Produksi Asam Salisilat

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Hebei Jingye	China	40.000

Nama Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (ton/tahun)
Zhenjiang Gaopeng Pharmaceutical	China	30.000
Siddharth Carbochem Products	India	18.000
JM Loveridge	UK	12.000
Simco Chemicals	India	10.000
Novocap	France	8.000
Alta Laboratories	India	6.000

1.2.2 Kebutuhan Asam Salisilat di Indonesia

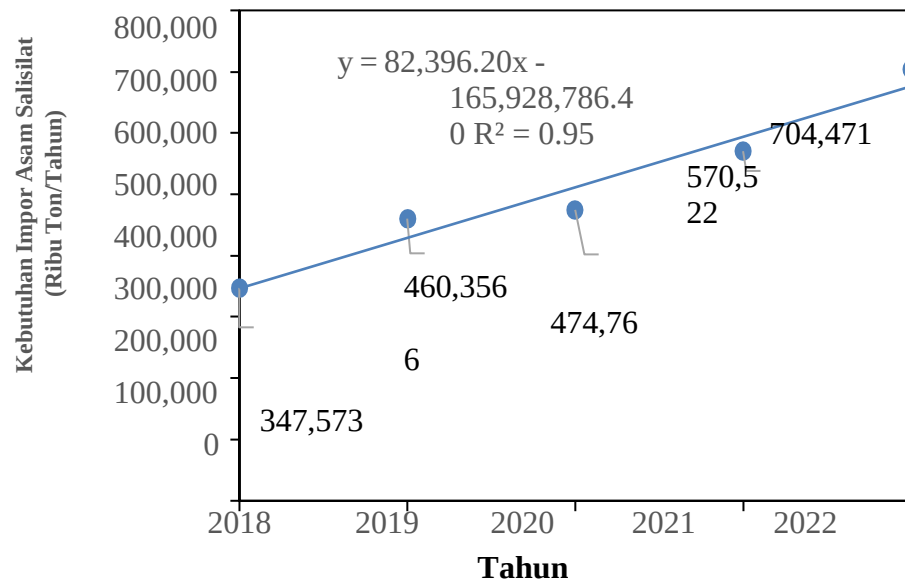
Pabrik asam salisilat ini direncanakan akan didirikan pada tahun 2029, dengan penentuan kapasitas pabrik berdasarkan pada kapasitas pabrik yang sudah ada. Di Indonesia sendiri belum terdapat pabrik yang memproduksi Asam Salisilat. Untuk memperkirakan kapasitas kebutuhan asam salisilat dilakukan regresi linear dari data impor.

Tabel 1 2 Data Impor Asam Salisilat di Indonesia

Tahun	Konsumsi (ton)
2018	347,573
2019	460,356
2020	474,766
2021	570,522
2022	704,471

(Sumber: BPS, 2018-2022)

Berdasarkan dari data di atas, kebutuhan asam salisilat dari tahun ke tahun mengalami peningkatan. Dari data impor bisa dibuat grafik linear antara data tahun pada sumbu x dan data impor pada sumbu y. Grafik bisa dilihat dari gambar.



Grafik 1 1Kebutuhan Impor Asam Salisilat di Indonesia

Dari grafik diatas pada pembangunan pabrik dapat dihitung dengan persamaan yang diperoleh dari regresi linear, sehingga dapat diprediksi kapasitas pabrik asam salisilat di Indonesia. Pabrik asam salisilat direncanakan beroperasi pada tahun 2029, sehingga untuk mencari kebutuhan pada tahun 2029, maka $x = 2029$.

$$y = 82.396,20x - 165.928.786,40$$

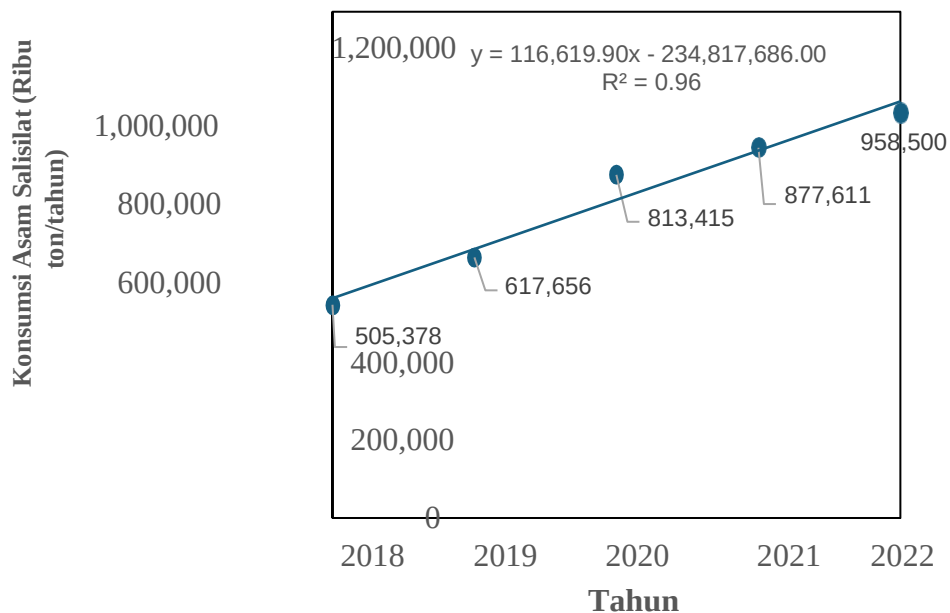
$$y = 82.396,20(2029) - 165.928.786,40$$

$$y = 1.253.103,4 \text{ ton/tahun}$$

Tabel 1 3 Data Kebutuhan Asam Salisilat di Indonesia

Tahun	Konsumsi (ton)
2018	505,378
2019	617,656
2020	813,611
2021	877,611
2022	958,500

(Sumber: BPS, 2018-2022)



Grafik 1 2 Kebutuhan Asam Salisilat di Indonesia

Dari grafik diatas, dengan metode regresi linear diperoleh persamaan untuk mencari kebutuhan asam salisilat di Indonesia. Pabrik asam salisilat direncanakan beroperasi pada tahun 2029, sehingga untuk mencari kebutuhan pada tahun 2029, maka $x = 2029$.

$$y = 116.619,90x - 234.817.686,00$$

$$y = 116.619,90(2029) - 234.817.686,00$$

$y = 1.804.091,1 \text{ ton/tahun.}$

Penentuan kapasitas ini berdasarkan pada perbandingan kapasitas pabrik asam salisilat yang sudah ada, data impor dan ekspor asam salisilat di Indonesia, data produksi dan konsumsi asam salisilat di Indonesia. Untuk data impor dan konsumsi di dapat dari perhitungan persamaan regresi linear, sedangkan data ekspor dan produksi karena di Indonesia belum terdapat pabrik asam salisilat maka nilainya ditiadakan atau nol.

Berdasarkan pertimbangan dari kapasitas pabrik yang sudah ada di luar negeri dan kebutuhan konsumsi yang terus meningkat per tahunnya. Maka perancangan pabrik asam salisilat didirikan dengan kapasitas 55.000 ton/tahun yang diambil dari 10% total kebutuhan dari perhitungan kebutuhan asam salisilat tahun 2029, dengan alasan tidak menutup kemungkinan adanya pabrik yang akan berdiri di Indonesia dan dapat di ekspor sehingga dapat menambah devisa negara.

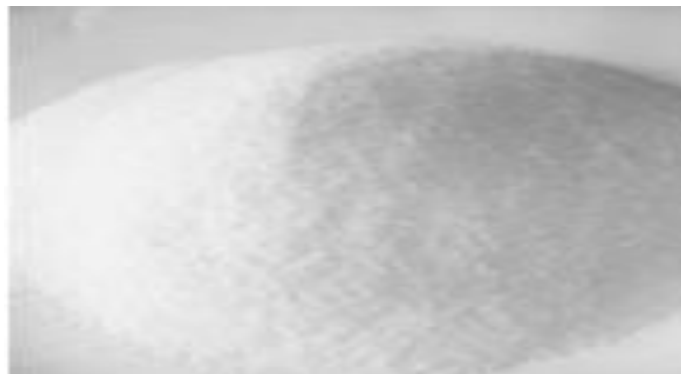
1.3 Tinjauan Pustaka

1.3.1 Asam Salisilat

Asam salisilat ($C_7H_6O_3$) adalah senyawa organik yang termasuk dalam kelompok asam karboksilat aromatik. Senyawa ini juga dikenal sebagai asam 2-hidroksibenzoat secara kimia, dan merupakan turunan dari fenol yang memiliki gugus karboksil ($-COOH$) dan hidroksil ($-OH$) yang terikat pada cincin benzen. Asam salisilat secara alami ditemukan dalam berbagai tumbuhan, terutama dalam kulit pohon willow, yang pada masa lalu digunakan sebagai bahan utama untuk meredakan nyeri

dan menurunkan demam.

Dalam industri farmasi, asam salisilat memiliki peran vital, terutama sebagai bahan baku untuk pembuatan aspirin (asetilsalisilat). Asam ini pertama kali diisolasi dari kulit pohon willow pada abad ke-19 dan sejak itu, telah diaplikasikan dalam berbagai produk farmasi dan kosmetik. Salah satu penggunaan utamanya adalah dalam produk perawatan kulit, di mana asam salisilat efektif sebagai agen eksfoliasi untuk menangani masalah kulit seperti jerawat dan psoriasis. Senyawa ini mampu menembus kulit, memecah keratin, dan membersihkan pori-pori, serta mengurangi produksi minyak berlebih.



Gambar 1.1 Asam Salisilat ($C_7H_6O_3$)

Molekul $C_7H_6O_3$ diilustrasikan pada gambar 1.2 berikut ini:



Gambar 1.2 Struktur Molekul Asam Salisilat ($C_7H_6O_3$)

Sifat-sifat asam salisilat antara lain:

1.3.1.1	Berat molekul	: 138,12 g/mol
1.3.1.2	Specific gravity	: 1,443 g/cm ³
1.3.1.3	Melting point	: 159 °C
1.3.1.4	Flash point	: 157 °C
1.3.1.5	Ka, pada 25	: $1,06 \times 10^{-3}$

(Kirk and Othmer, 2001)

Asam salisilat umumnya digunakan dalam industri farmasi, terutama sebagai bahan baku obat seperti aspirin dan produk turunannya. Selain itu, asam ini berfungsi sebagai antiseptik yang dapat mengiritasi kulit dan selaput lendir. Meskipun tidak diserap oleh kulit, asam salisilat bekerja dengan cepat untuk membunuh sel-sel epidermis tanpa mempengaruhi sel-sel dermis secara langsung. Setelah beberapa hari pemakaian, asam ini akan merangsang pembentukan lapisan kulit baru. Secara medis, asam salisilat sangat efektif dalam mencegah kerusakan jantung yang dapat terjadi akibat rematik, mengurangi rasa sakit secara signifikan, dan menurunkan suhu tubuh ke tingkat normal setelah penggunaan.

Berikut adalah parafrase dari turunan asam salisilat dan kegunaannya:

- Sodium salisilat: Digunakan sebagai pereda nyeri (analgesik) dan penurun demam (antipiretik), serta dalam terapi untuk penderita rematik akut.

- Aluminium salisilat: Berbentuk bubuk halus, digunakan untuk mengatasi efek peradangan pada saluran pernapasan seperti hidung dan tenggorokan.
- Amonium salisilat: Berfungsi sebagai agen pembasmi kuman dan bakteri.
- Kalsium salisilat: Digunakan untuk mengatasi masalah diare.
- Magnesium salisilat: Dapat digunakan sebagai bahan dalam pembuatan resin.
- Amil salisilat: Berfungsi sebagai bahan penyedap rasa, bahan dasar dalam pembuatan parfum, dan bahan untuk industri sabun.
- Benzil salisilat dan fenil salisilat: Digunakan sebagai krim pelindung dari sinar UV, yang dikenal sebagai tabir surya.
- Metil salisilat: Sering digunakan dalam obat-obatan untuk mengatasi gangguan saraf, balsem, penyedap rasa dalam makanan dan minuman, pasta gigi, antiseptik, kosmetik, dan parfum.
- Salisilanilida: Digunakan sebagai bahan aktif dalam obat kadas dan kurap, serta dalam produk yang membasmi penyakit jamur pada kulit kepala dan rambut.

Ini adalah contoh bagaimana berbagai turunan asam salisilat digunakan di berbagai sektor farmasi dan industri.

1.3.2 Proses Pembuatan Asam Salisilat

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.

Kelebihan dari proses ini adalah:

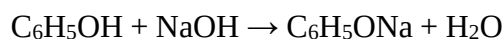
- Natrium hidroksida yang digunakan siap pakai, tidak perlu dilarutkan terlebih dahulu.

Kekurangan dari proses ini adalah:

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

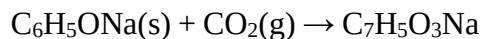
b. Proses *Kolbe-Schmitt*

Proses ini adalah proses lanjutan yang telah dilakukan oleh Kolbe dan Lautemann. Proses Kolbe Schmitt merupakan proses 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:

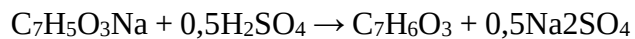


NaOH yang digunakan untuk tahapan reaksi ini adalah 50-70% (w/w). Sehingga NaOH padatan yang dibeli harus diencerkan terlebih dahulu dengan menambahkan air dengan perbandingan 1:1. Rasio molar reaksi yang digunakan antara

fenol dengan natrium hidroksida yaitu 1:1, selain menghasilkan sodium phenolate, reaksi tersebut juga akan menghasilkan produk samping berupa air (H₂O). Kemudian dilakukan proses pengeringan, untuk menghilangkan kandungan air yang masih tinggi pada *Sodium phenolate* (C₆H₅ONa) sebelum dilakukan proses selanjutnya. *Sodium phenolate* (C₆H₅ONa) yang sudah kering dan karbon dioksida dimasukan ke dalam reaktor. Reaksi yang terjadi:



Sehingga membentuk *sodium salicylate* pada suhu 100°C, setelah itu suhu akan naik secara perlahan hingga mencapai 170°C pada tekanan 5 bar. *Sodium salicylate* (C₆H₄(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 (H₂SO₄). Reaksi yang terjadi:



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

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*).

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°C.

Kekurangan dari proses ini adalah:

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

1.3.3 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.

1.4 Tinjauan Kinetika dan Termodinamika

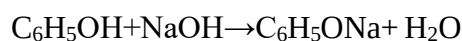
1.4.1 Tinjauan Kinetika

1. Dasar Reaksi

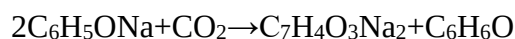
Pembuatan asam salisilat secara industri umumnya dilakukan melalui proses *Kolbe-Schmitt*, yaitu reaksi karboksilasi fenol dengan karbon dioksida (CO₂).

a. Pembentukan Natrium Fenolat:

Fenol (C₆H₅OH) direaksikan dengan NaOH untuk membentuk natrium fenolat.



b. Karbonilasi Natrium Fenolat dan Pembentukan Asam Salisilat.



2. Tinjauan Kinetika

Reaksi yang terjadi pada reactor R-01 ini merupakan reaksi yang sempurna. Sehingga tidak ada kinetika yang terjadi dan reaksi tersebut menggunakan konversi 100%.

Dalam penelitian ini, fenol pertama-tama diubah menjadi

natrium fenoksida, yang kemudian direaksikan dengan CO₂ dalam pelarut toluena sebagai media reaksi, dengan tujuan menghasilkan asam salisilat.

Untuk reaksi yang terjadi di reactor R-02 menggunakan rumus kinetika *reactor batch* orde 2.

$$\frac{dCA}{dt} = -k.CA.CB$$

Keterangan:

- CA : konsentrasi reaktan A (mol/L)
- CB : konsentrasi reaktan B (mol/L)
- K : konstanta laju reaksi
- T : waktu (jam)

1.4.2 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika bertujuan untuk menentukan panas reaksi berjalan secara endotermis atau eksotermis dengan menggunakan panas pembentukan standar (ΔH_f°) pada tekanan 1 bar dan suhu 298,15 K. Untuk mengetahui apakah reaksi berjalan endotermis atau eksotermis digunakan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta H_{reaction} = \sum(n\Delta H_f)_{produk} - \sum(n\Delta H_f)_{reaktan}$$

Apabila diperoleh $\Delta H_{reaksi} < 0$ maka reaksi berjalan eksotermis dan membutuhkan pendingin. Apabila $\Delta H_{reaksi} > 0$ maka reaksi berjalan endotermis dan membutuhkan pemanas, (Yaws, 1999).

Reaksi pada reaktor (R-01)



BAB II

SPESIFIKASI PRODUK

Untuk memenuhi kualitas produk yang sesuai dengan target prarancangan ini, maka mekanisme pembuatan asam salisilat dirancang berdasarkan variabel yang meliputi spesifikasi bahan baku, produk, dan pengendalian proses.

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

Tabel 2.1 Spesifikasi Fenol (C_6H_5OH)

Berat Molekul	94,11 g/mol
Keadaan fisik	Padatan kristalin
Warna	tidak berwarna, sampai, merah jambu muda
Bau	Pedih
Titik lebur/titik beku	Titik lebur/rentang: 38 - 43 °C
Titik didih awal/rentang didih	181,8 °C pada 1.013 hPa
Flamabilitas (padatan, gas)	Data tidak tersedia
Batas bawah/atas flamabilitas atau ledakan	Data tidak tersedia
Titik nyala	81 °C pada kira-kira 1.013 hPa - cawan tertutup - DIN 51758
Suhu dapat membakar sendiri (auto-ignition temperature)	715 °C pada 1.013 hPa
Suhu penguraian	Data tidak tersedia
PH	kira-kira 5 pada 50 g/l pada 20 °C

Kekentalan (viskositas)	Viskositas, kinematis: Data tidak tersedia Viskositas, dinamis: 3,437 Pas pada 50,00 °C
-------------------------	--

Kelarutan dalam air	87 g/l pada 25 °C
Koefisien partisi (noktanol/air)	log Pow: 1,47 pada 30 °C - (ECHA), Diperkirakan tidak ada potensi bioakumulasi.
Tekanan uap	0,53 hPa pada 20,0 °C
Densitas	1,13 g/cm ³ pada 25 °C - DIN 51757
Densitas curah	kira-kira 620 kg/m ³
Tegangan permukaan	38,2 mN/m pada 50,0 °C
Kerapatan (densitas) uap Relatif	3,2 pada 20 °C - (Udara = 1.0)
LD50 Oral	Rat-317.0 mg/kg (Behavior: Convulsions or effect on seizure threshold)
LC50 Inhalation	Rat-8 h-900 mg/m ³
LD50 Demal-	Rabbit- 630.0 mg/kg
LD50 Oral	Rat- 1,080 mg/kg

(Phenol MSDS)

Tabel 2.2 Spesifikasi Karbon Dioksida (CO₂)

Berat molekul	44,01 g/mol
Bentuk dan Warna	Gas tidak berwarna
Bau	Tidak berbau
Batas Kebauan	Tidak dapat diaplikasikan
pH	3,7 (asam karbonat)
Titik lebur	Tidak dapat diaplikasikan
Titik didih	78,5°C
Titik nyala	Tidak dapat diaplikasikan
Kecepatan penguapan	Tinggi
Flammabilitas	Tidak fammable

Batas Flamabilitas	Tidak dapat diaplikasikan
Tekanan uap	5778 kPa
Densitas uap	Densitas cairan (jenuh) 762 kg/m ³

Relative Density (Bulk Density)	1,22
Kelarutan, % berat	0,9
Koefisien partisi	Tidak ada informasi
Suhu dapat terbakar Sendiri	Tidak dapat diaplikasikan
Kekentalan	Tidak dapat diaplikasikan
Oral LD50	rat: 1,367 mg/kg
Oral/dermal: LD50	rat: >2.000 mg/kg
Oral/dermal: LD50	rat: >2.000 mg/kg
LC50	66mg/l (Zebra fish (Brachydanio rerio) 96h);

(Carbon Dioxide MSDS)

Tabel 2.3 Spesifikasi Natrium hidroksida (NaOH)

Berat molekul	40 g/mol
Keadaan fisik	padat
Warna	putih
Bau	Tak berbau
Titik lebur/titik beku	318 °C
Titik didih awal/rentang Didih	1.390 °C pada 1.013 hPa
Flamabilitas (padatan, gas)	Produk ini tidak mudah-menyala.
Batas bawah/atas flamabilitas atau ledakan	Data tidak tersedia
Titik nyala	Tidak berlaku

Membakar sendiri (auto-ignition temperature)	Data tidak tersedia
pH	kira-kira > 14 pada 100 g/l pada 20 °C
Kekentalan (viskositas)	78m Pa.s
Kelarutan dalam air	1.090 g/l pada 20 °C

Koefisien partisi (noktanol/air)	Tidak berlaku untuk zat anorganik
Densitas	2,13 g/cm ³ pada 20 °C
Sifat oksidator	tidak ada
Kerapatan (densitas) uap Relatif	1,38 - (Udara = 1.0)
Tekanan uap	pada 20 °C Tidak berlaku
Korosi	Dapat korosif terhadap logam
Sifat peledak	Tidak diklasifikasikan sebagai mudah meledak.
Oral LD50	Based on ATE data, the classification criteria are not met. ATE > 2000 mg/kg.
Dermal LD50	Based on ATE data, the classification criteria are not met. ATE > 2000 mg/kg.
Vapor LC50	Based on ATE data, the classification criteria are not met. ATE > 20 mg/l.

(Sodium Hydroxide MSDS)

Tabel 2.4 Spesifikasi Asam salisilat (C₇H₆O₃)

Berat molekul	138,12 g/mol
Keadaan fisik	padat
Warna	putih
Bau	Tak berbau
Titik lebur/titik beku	Titik lebur/rentang: 158 - 160 °C

Titik didih awal/rentang Didih	211 °C pada 27 hPa
Flamabilitas (padatan, gas)	Data tidak tersedia
Batas bawah/atas flamabilitas atau ledakan	Terendah batas ledakan: 1,1 %(V)
Titik nyala	157 °C - cawan tertutup
Suhu dapat membakar sendiri (auto-ignition temperature)	Data tidak tersedia
Ph	2,4 pada 20 °C
Temperatur kritis, K	739
Tekanan kritis	51,80 bar
Koefisien partisi (noktanol/air)	log Pow: 2,25 pada 25 °C - Diperkirakan tidak ada potensi bioakumulasi.
Tekanan uap	1 hPa pada 114 °C
Densitas	1,44 g/cm ³ pada 20 °C
Sifat oksidator	tidak ada
Densitas curah	400 - 500 kg/m ³
Oral (LD50)	Acute: 891 mg/kg [Rat]. 480 mg/kg [Mouse]. 1300 mg/kg [Rabbit]. S
Acute toxicity of the dust (LC50)	900 mg/m ³ 1 hours [Rat].

(Salicylic Acid MSDS)

2.2 Pengendalian Kualitas

Pengendalian kualitas adalah teknik dan kegiatan yang dilaksanakan secara sistematis dengan tujuan untuk meningkatkan, mencapai, dan mempertahankan kualitas produk agar sesuai dengan standar yang ditetapkan dan memenuhi kepuasan konsumen. Setiap

perusahaan bertanggung jawab untuk melakukan pengendalian kualitas, yang biasanya dilakukan oleh tim pengawasan. Produk yang dihasilkan berpengaruh signifikan dan dapat mengurangi tingkat kecacatan, sehingga meningkatkan potensi keuntungan (Arianti dkk., 2020). Oleh karena itu, pengendalian kualitas penting untuk mencegah kerusakan. Salah satu metode untuk menilai kualitas produk adalah penerapan quality control. Quality control ini mencakup pengawasan terhadap kualitas bahan baku, proses produksi, dan produk akhir. Dengan menerapkan quality control, perusahaan dapat meningkatkan efisiensi dalam proses produksi, terutama di industri pengolahan asam salisilat (Prabhaningrum dkk., 2016).

2.2.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku

Pengendalian kualitas bahan baku merujuk pada pengawasan yang dilakukan terhadap bahan utama dan bahan tambahan dalam proses pembuatan asam salisilat. Tujuannya adalah untuk memastikan dan memantau kualitas bahan baku tersebut. Proses pengendalian kualitas dimulai dari saat bahan baku tiba dari pemasok (*supplier*) hingga bahan tersebut siap digunakan dalam proses produksi kapan saja.

2.2.2 Pengendalian Kualitas Proses

Pengendalian kualitas yang dilakukan selama proses produksi sangat penting. Pengendalian utama adalah pada alat-alat yang digunakan dalam proses, termasuk pengawasan terhadap

tekanan, suhu, volume cairan, aliran cairan, serta kondisi alat. Selain itu, aspek lain yang perlu diperhatikan adalah keadaan bahan dan reaksi yang terjadi, standar operasional mesin produksi, serta kondisi produk akhir sebelum disimpan di gudang atau tangki penyimpanan.

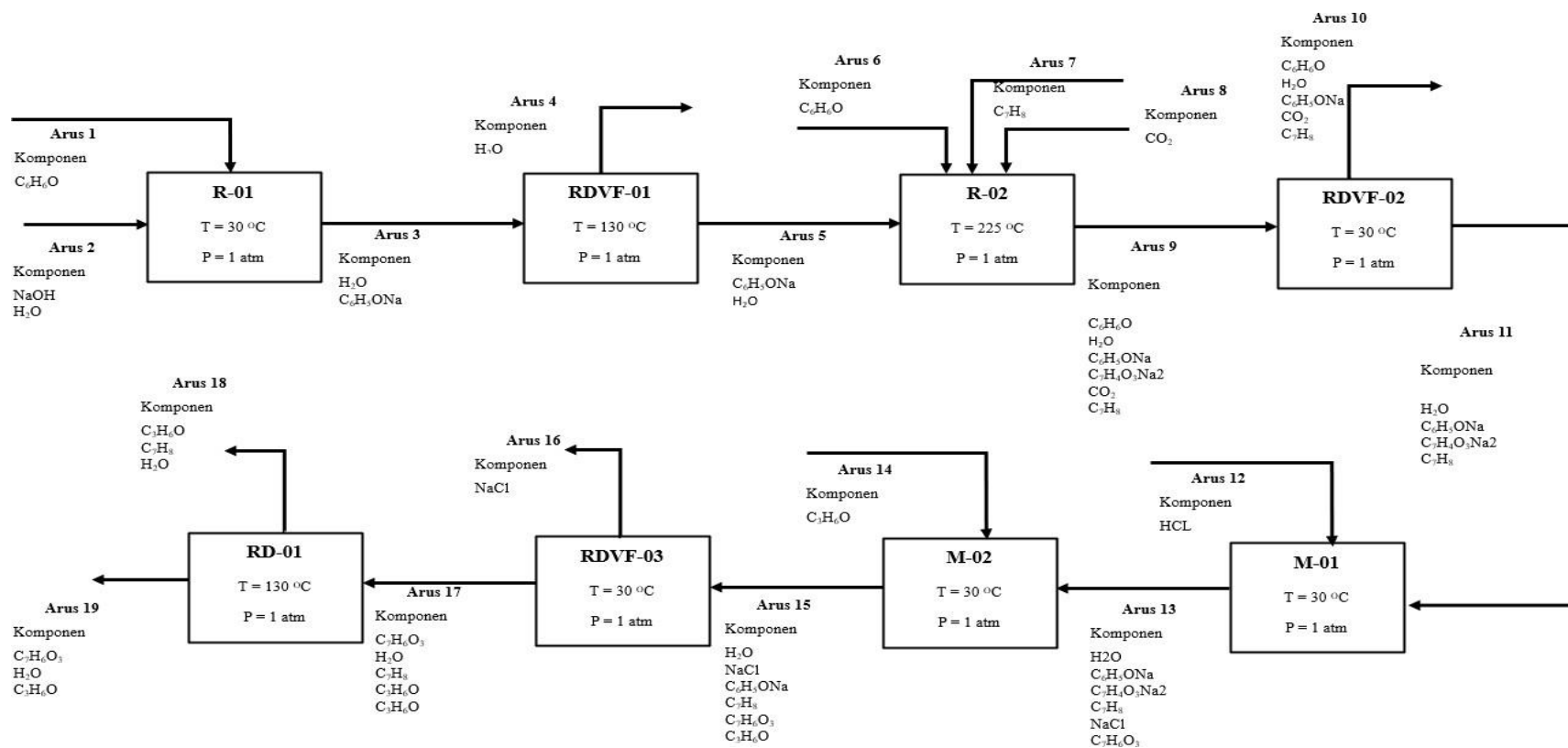
2.2.3 Pengendalian Kualitas Produk

Untuk mencapai kualitas produk yang sesuai standar, penting untuk melakukan pengendalian kualitas mulai dari bahan baku, proses produksi, hingga produk akhir. Pengendalian kualitas produk terjadi di tahap akhir proses. Pengawasan ini dilakukan secara berkesinambungan, mulai dari produk yang masih berada di gudang, produk yang siap dipasarkan, hingga produk yang telah melewati masa kadaluarsa.

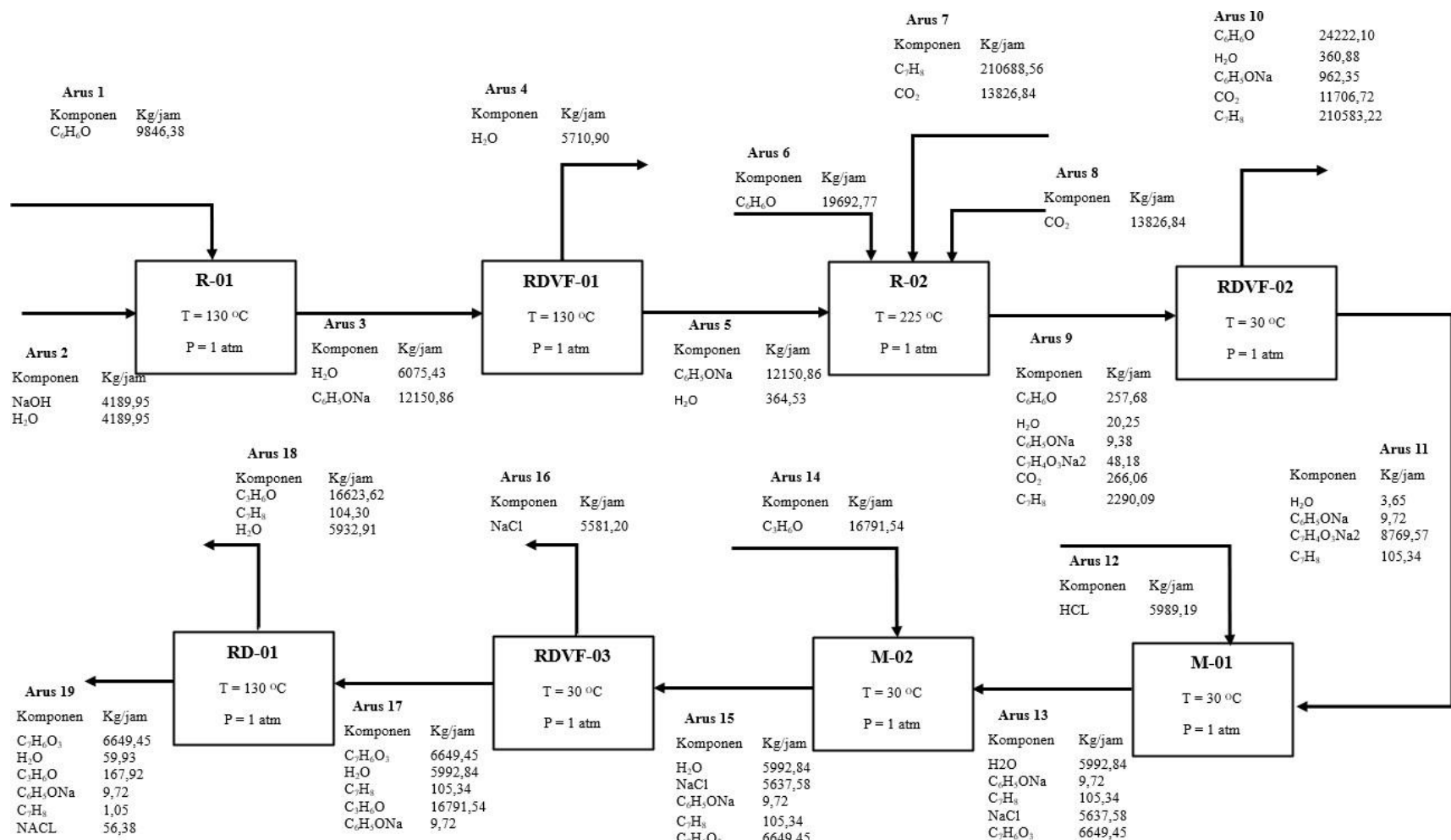
BAB III

PERANCANGAN PROSES

3.1 Diagram Alir dan Proses



Gambar 3.1 Diagram Alir Kualitatif Produksi Asam Salisilat



Gambar 3.2 Diagram Alir Kuantitatif Produksi Asam Salisilat

3.2 Uraian Proses

Pada dasarnya pembuatan asam salisilat dengan menggunakan proses *Kolbe Schmitt* terdiri dari tiga tahapan proses yang meliputi penyiapan bahan baku, pembuatan asam salisilat dan pemurnian produk.

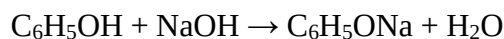
3.2.1 Tahap Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku fenol (C_6H_5OH) dengan komposisi 99,99% setelah diambil dari produsen, dialirkan dan disimpan di Silo (S-01) untuk persediaan selama 7 hari pada suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dengan 9.846,38 kg. Bahan baku karbon dioksida (CO_2) setelah diambil dari produsen, dialirkan dan disimpan di dalam tangki penyimpanan (T-05) untuk persediaan selama 7 hari dengan kapasitas CO_2 sebanyak 13.826,84 kg. Bahan baku tambahan seperti, natrium hidroksida (NaOH) dengan komposisi 50% dengan air 50% setelah dikirim dari produsen, ditransportasikan dan disimpan di dalam tangki untuk persediaan selama 1 bulan pada suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dengan kapasitas NaOH sebanyak 4.189,95 kg. Selanjutnya bahan tambahan toluene berguna untuk bereaksi dengan CO_2 karena keunggulan gandanya yaitu kemampuan melarutkan CO_2 dan konstanta dielektrik rendah untuk mengembangkan reaksi *Kolbe-Schmitt* berbasis *suspense* yang inovatif. Toluene setelah diambil dari produsen, ditransportasikan dan disimpan dalam tangki (T-02) untuk persediaan selama 7 hari pada suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm

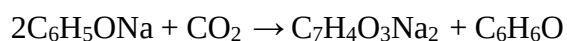
dengan kapasitas toluene sebanyak 1.297.285 kg.

3.2.2 Tahap Pembuatan Asam Salisilat

Fenol (C_6H_6O) dari silo (S-01) ditransportasikan menggunakan *screw conveyer* ke stirred tank heater (STH-01) untuk dipanaskan terlebih dahulu sebelum memasuki reaktor (R-01). NaOH dialirkan dari Tangki 1 (T-01) menggunakan pompa sebelum masuk reaktor 1 (R-01). Sehingga suhu awal dari tangki $30^{\circ}C$ menjadi $130^{\circ}C$. 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 *screw conveyor* (SC-01) menuju *rotary drum vacuum filter* (F-01) untuk mengurangi kadar air sebanyak 98% dengan suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm. Mengalirkan hasil dari RD- 01 menggunakan *screw conveyor* (SC-02) menuju reaktor (R-02) yang bertujuan untuk direaksikan dengan CO_2 . Karbon dioksida dialirkan dari tangki (T-05) menuju R-02 yang akan direaksikan dengan *sodium phenolate* pada suhu $225^{\circ}C$ dan tekanan 29,068 atm. Reaksi yang terjadi adalah:



Output dari R-02 adalah *sodium salicylate* yang selanjutnya ditransportasikan menuju *cooler* (CL-01) untuk menurunkan suhu

dari 225°C ke 30°C sebelum masuk ke *rotary drum vacuum filter* (F-02). Kemudian komponen yang keluar adalah C_6H_6O , H_2O , C_6H_5ONa , CO_2 , dan C_7H_8 menuju ke *recycle* pengolahan limbah. Larutan produk dari F-02 dialirkan menuju mixer (M-01) menggunakan *screw conveyor* (SC-03) untuk dicampurkan dengan HCl. Selanjutnya larutan M-01 dialirkan menuju mixer (M-02) untuk dicampurkan dengan *acetone*. Output M-02 dialirkan menggunakan pompa menuju *rotary drum vacuum filter* (F-02) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Selanjutnya dalam F-03 komponen NaCl dikeluarkan dan output F-03 dialirkan menggunakan *screw conveyor* (SC-04) menuju *rotary dryer* (RD-01) untuk menghilangkan kadar air dan liquid.

3.2.3 Tahap pemurnian Produk

Asam salisilat keluaran F-03 dialirkan menuju RD-01 untuk menghilangkan kandungan air yang masih tersisa sehingga menghasilkan asam salisilat dengan kemurnian sebesar 95%. Setelah proses selesai produk asam salisilat dialirkan menggunakan *screw conveyor* (SC-05) menuju gudang penyimpanan didalam gudang (G-01).

3.3 Spesifikasi Alat

Spesifikasi peralatan pada pabrik Asam Salisilat dari Fenol dan Karbon Dioksida, kapasitas 55.000 ton/tahun meliputi:

3.3.1 Reaktor 01

Kode	=	R-01/A
Fungsi	=	Mereaksikan fenol (C_6H_5OH) dengan NaOH 68% untuk menghasilkan <i>Sodium Phenolate</i>
Tipe	=	Reaktor Tangki Alir Berpengaduk dengan Pendingin Jaket
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainless steel</i> tipe 316
Kondisi Operasi	=	T = 130°C P = 1 atm
Spesifikasi Reaktor	=	Volume = 23,189 m ³ Tinggi = 6,592 m
Spesifikasi Shell	=	Volume = 31,506 m ³ Tinggi = 5,435 m Diameter = 2,717 m Tebal = 0,188 inch
Spesifikasi Head	=	Volume = 3,718 m ³ Tinggi = 0,579 m Tebal = 0,188 inch

Spesifikasi Pengaduk	=	Diameter	= 0,906 m
		Panjang	= 0,906 m
		Lebar	= 0,226 m
		Jumlah	= 1 buah
		Kecepatan	= 75 rpm
		Power	= 15,0 hp
Spesifikasi Baffle	=	Lebar	= 0,226 m
		Jumlah	= 4 buah
Spesifikasi Jaket	=	Tinggi	= 325 in
		Diameter	= 124 in
		Luas Selimut	= 764,95 ft ²

3.3.2 Reaktor (R-02)

Kode	=	R-02/B
Fungsi	=	Mereaksikan <i>sodium phenolate</i> (C ₆ H ₅ OH) dengan gas <i>karbon dioksida</i> CO ₂ untuk menghasilkan <i>Sodium Salicylate</i>
Tipe	=	Reaktor Tangki Alir Berpengaduk dengan Pemanas Jaket
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainless steel</i> tipe 316
Kondisi Operasi	=	T = 225 °C

	P	=	30 bar
Spesifikasi Reaktor	=	Volume	= 0,381 m ³
			= 1,572 m ³
		Tinggi	
		Diameter	= 0,786 m ³
Spesifikasi Shell	=	Volume	= 1,530 m ³
		Tinggi	= 2,498 m ³
		Diameter	= 1,249 m ³
		Tebal	= 0,188 <i>inch</i>
Spesifikasi Head	=	Volume	= 0,339 m ³
		Tinggi	= 0,274 m
		Tebal	= 0,188 <i>inch</i>
Spesifikasi Pengaduk	=	Diameter	= 0,416 m
		Panjang	= 0,416 m
		Lebar	= 0,104 m
		Jumlah	= 1 buah
		Kecepatan	= 0,480 rpm
		Power	= 10,0 hp
Spesifikasi Baffle	=	Lebar	= 0,104 m
		Jumlah	= 4 buah

Spesifikasi Jaket	=	Tinggi	=	58 in
		Diameter	=	124 in
		Luas Selimut	=	132 ft ²

3.3.3 Mixer (M-01)

Kode	=	M-01	
Fungsi	=	Mencampurkan HCl	
Tipe	=	Tangki Silinder Tegak Berpengaduk	
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>	
Kondisi Operasi	=	T	= 30°C
		P	= 1 atm
Spesifikasi Mixer	=	Diameter	= 3,21 m
		Tinggi	= 4,01 m
		Tebal Shell	= 0,250 in
		Tebal Head	= 0,3125 in
Spesifikasi Pengaduk	=	Jenis	= <i>six-blade turbine, vertical blades</i>
		Diameter	= 1,112 m
		Jumlah Pengaduk	= 1
		Lebar Baffle	= 0,278 m
		Kecepatan Power	= 76 rpm
		Power	= 15,00 Hp

3.3.4 Mixer (M-02)

Kode	=	M-02
Fungsi	=	Mencampurkan <i>acetone</i>
Tipe	=	Tangki Silinder Tegak Berpengaduk
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon steel SA-283 Grade C</i>
Kondisi Operasi	=	T = 30°C
		P = 1 atm
Spesifikasi Mixer	=	Diameter = 3,00m
		Tinggi = 3,67 m
		Tebal Shell = 0,250 in
		Tebal Head = 0,3125 in
Spesifikasi Pengaduk	=	Jenis = <i>six-blade turbine, vertical</i>
		<i>blades</i> Diameter = 1,011
		m Jumlah Pengaduk = 1
		Lebar Baffle = 0,253
		m
		Kecepatan Power = 84
		rpm
		Power = 15,00 Hp

3.3.5 Rotary Dryer (RD-01)

Kode	=	RD-01
Fungsi	=	Mengurangi kadar air padatan produk

keluaran RDVF-03

Tipe	=	Direct rotary dryer
Kondisi Operasi	=	T = 30°C
		P = 1 atm
Panjang	=	28,54 ft
Diameter	=	6,69 ft
Tebal Shell	=	0,130 ft
Jumlah <i>Flight</i>	=	25
<i>Power</i>	=	5,87 Hp

3.3.6 Rotary Drum Vacuum Filter (F-01)

Kode	=	F-01
Fungsi	=	Mengurangi kadar air padatan produk
		Pada Reaktor-01
Jenis	=	Direct rotary dryer
Kondisi Operasi	=	T = 30°C
		P = 1 atm
Jumlah alat	=	1 buah
Material	=	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>
Diameter	=	1,5436 m

Panjang	=	3,0872 m
Kecepatan putar	=	4,9366 rpm
Luas permukaan Filter	=	5,7742 m ²
Power Blower	=	25 hp

3.3.7 Rotary Drum Vacuum Filter (F-02)

Kode	=	F-02
Fungsi	=	Memisahkan padatan Produk dan cairan keluaran Reaktor 02
Jenis	=	RDVF (rotary drum vacuum filter)
Kondisi Operasi	=	T = 30°C P = 1 atm
Jumlah Alat	=	1 buah
Material	=	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>
Diameter	=	0,2525 m
Panjang	=	1,5857 m
Kecepatan Putaran	=	1,0000 rpm
Luas Permukaan Filter	=	0,7193 m ²
Power Blower	=	0,88 Hp

3.3.8 Rotary Drum Vacuum Filter (F-03)

Kode	=	F-03
Fungsi	=	Memisahkan padatan Produk dan cairan keluaran Reaktor 02
Jenis	=	RDVF (rotary drum vacuum filter)
Kondisi Operasi	=	T = 30°C
		P = 1 atm
Jumlah Alat	=	1 buah
Material	=	<i>Stainless Steel SA 299 Grade 3 Type 304</i>
Diameter	=	1,2374 m
Panjang	=	2,4749 m
Kecepatan Putaran	=	6,1579 rpm
Luas Permukaan Filter	=	2,9748 m ²
Power Blower	=	25 Hp

3.3.9 Tangki Fenol (C₆H₆O)

Kode	=	T -01
Fungsi	=	Menyimpan bahan baku fenol selama 7 hari
Tipe	=	<i>Flat-bottomed, vertical, cylindrical tank with conical Head</i>
Kondisi Operasi	=	T = 30°C
		P = 1 atm

Tipe Atap Tangki	=	<i>Conical</i>
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	=	24284950,48 kg
Volume Tangki	=	6045,173835 m ³
Diameter Standar Tangki	=	27,432 m
Tinggi Standar Tangki	=	10,9728 m
Course Plate	=	3
Tebal Bottom	=	0,0047625 m
Tebal Roof	=	0,0047625 m

3.3.10 Tangki Natrium Hidroksida (NaOH)

Kode	=	T-02
Fungsi	=	Menyimpan bahan baku NaOH selama 14 hari
Tipe	=	<i>Flat-bottomed, vertical, cylindrical tank with conical head</i>
Kondisi Operasi	=	T = 30°C
		P = 1 atm
Tipe Atap Tangki	=	<i>Conical</i>
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	=	6033528,069 kg
Volume Tangki	=	1112,4096 m ³

Diameter Standar Tangki	=	18,288 m
Tinggi Standar Tangki	=	7,3152 m
Course Plate	=	3
Tebal Bottom	=	0,0047625 m
Tebal Roof	=	0,0047625 m

3.3.11 Tangki Toluena (C₇H₈)

Kode	=	T-03
Fungsi	=	Menyimpan bahan baku Toluene selama 7 hari
Tipe	=	<i>Flat-bottomed, vertical, cylindrical tank with conical head</i>
Kondisi Operasi	=	T = 30°C P = 1 atm
Tipe Atap Tangki	=	<i>Conical</i>
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	=	151695765,2 kg
Volume Tangki	=	45601,56112 m ³
Diameter Standar Tangki	=	54,864 m
Tinggi Standar Tangki	=	19,5072 m
Course Plate	=	3
Tebal Bottom	=	0,0047625 m

Tebal Roof = 0,0047625 m

3.3.12 Karbon Dioksida (CO₂)

Kode = T-04

Fungsi = Menyimpan bahan baku Karbon Dioksida selama 7 hari

Kondisi Operasi = T = 30°C

P = 1 atm

Tipe Tangki = *Spherical Tank*

Bahan Konstruksi = *Stainless Steel 316*

Kapasitas = 4228383,848 kg

Volume Tangki = 1441,162723 m³

Diameter Tangki = 3,048 m

Tinggi Tangki = 10,9728 m

Tebal Dinding Tangki = 0,002265571 m

3.3.13 Tangki HCl

Kode = T-05

Fungsi = Menyimpan bahan baku HCl selama 7 hari

Tipe = *Flat-bottomed, vertical, cylindrical tank with conical head*

Kondisi Operasi = T = 30°C

$$P = 1 \text{ atm}$$

Tipe Atap Tangki	=	<i>Conical</i>
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	=	6844792,992 kg
Volume Tangki	=	1752,77591 m ³
Diameter Standar Tangki	=	18,288 m
Tinggi Standar Tangki	=	7,3152 m
Course Plate	=	3
Tebal Bottom	=	0,0047625 m
Tebal Roof	=	0,0047625 m

3.3.14 Tangki Acetone (C₃H₆O)

Kode	=	T-06
Fungsi	=	Menyimpan bahan baku <i>HCL</i> selama 7 hari
Tipe	=	<i>Flat-bottomed, vertical, cylindrical tank with conical head</i>
Kondisi Operasi	=	T = 30°C P = 1 atm
Tipe Atap Tangki	=	<i>Conical</i>
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i>
Kapasitas	=	15106674,45 kg
Volume Tangki	=	4632,893597 m ³
Diameter Standar Tangki	=	27,432 m

Tinggi Standar Tangki	=	10,9728 m
Course Plate	=	3
Tebal Bottom	=	0,0047625 m
Tebal Roof	=	0,0047625 m

3.3.15 Gudang 01

Kode	=	G-01
Fungsi	=	Sebagai tempat penyimpanan produk
Tipe	=	Housing
Waktu Operasi, jam	=	24 jam
Waktu Tinggal, jam	=	7 hari
Jumlah	=	1 buah
Kapasitas	=	497,2866192 m ³
Bahan Konstruksi	=	Beton
Panjang Gudang	=	10,51228508 m
Lebar Gudang	=	5,25614254 m
Tinggi Gudang	=	9 m

3.3.16 Screw Conveyor

Tabel 3.1 Screw Conveyor

Kode	=	SC-01	SC-02	SC-03
Fungsi	=	Mengangkut output Reaktor 01 menuju RD-01	Mengangkut output RD 01 menuju R-02	Mengangkut output RDVF 01 menuju M-01
Tipe	=	<i>Screw Conveyor</i>	<i>Screw Conveyor</i>	<i>Screw Conveyor</i>
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Jumlah, unit	=	1 buah	1 buah	1 buah
Kondisi Operasi	=	30°C	30°C	30°C
Diameter	=	12 in	12 in	12 in
Panjang	=	15 ft	15 ft	15 ft
Daya, HP	=	1,27 Hp	1,69 Hp	1,27 Hp
Kapasitas Putaran	=	80 rpm	60 rpm	80 rpm

Tabel 3.2 Screw Conveyor

Kode	=	SC-04	SC-05
Fungsi	=	Mengangkut output RDVF 02 menuju RD-02	Mengangkut output RD 02 menuju Gudang Penyimpanan
Tipe	=	<i>Screw Conveyor</i>	<i>Screw Conveyor</i>
Bahan Konstruksi	=	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Jumlah, unit	=	1 buah	1 buah
Kondisi Operasi	=	30°C	30°C
Diameter	=	12 in	10 in
Panjang	=	15 ft	15 ft
Daya, HP	=	1,69 Hp	0,85 Hp
Kapasitas Putaran	=	60 rpm	55 rpm

3.3.17 Pompa

Tabel 3.3 Pompa

Kode	=	P-01	P-02		P-03	P-04
Fungsi	=	Mengalirkan Phenol dan H ₂ O ke Reaktor 1	Mengalirkan NaOH ke Reaktor-01		Mengalirkan H ₂ O ke pengolahan limbah	Mengalirkan Phenol ke Reaktor-02
Tipe	=	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal		Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Kondisi Operasi :						
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	T = 30°C P = 1 atm	T = 30°C P = 1 atm		T = 30°C P = 1 atm	T = 30°C P = 1 atm
Impellers	=	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>		<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Jumlah, unit	=	1	1		1	1
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainles Steel SA-167</i>	<i>Stainles Steel SA-167</i>		<i>Stainles Steel SA-167</i>	<i>Stainles Steel SA-167</i>
Kapasitas, m ³ /jam	=	15,00581392	2,651312576		6,698920135	22,17765003

Kecepatan Volumetrik, m ³ /s	=	0,004165802	0,000736038	0,001859704	0,006156793
Kecepatan Aliran, m/s	=	0,875509871	0,340779904	0,861029131	0,751916573
Ukuran Pipa :					
ID, m	=	0,08	0,05	0,05	0,10
OD, m		0,09	0,06	0,06	0,11
IPS, m Flow		0,08	0,05	0,05	0,10
Area, m ²		0,00	0,00	0,00	0,01
Efisiensi Pompa, %	=	35%	45%	20%	65%
Efisiensi Motor, %	=	80%	84%	80%	80%
Power Pompa, HP	=	0,96	4,68	1,22	1,36
Power motor, HP	=	1,50	7,50	2,00	1,50

Kode	=	P-05	P-06	P-07	P-08
Fungsi	=	Mengalirkan Toluen ke Reaktor-02	Mengalirkan Karbon Dioksida ke Reaktor-02	Mengalirkan Phenol, H ₂ O, Sodium Phenoxide, Karbon Dioksida, dan Toluene ke pengolahan Limbah	Mengalirkan HCl ke Mixer-01
Tipe	=	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Kondisi Operasi :					
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	T = 30°C P = 1 atm	T = 30°C P = 1 atm	T = 30°C P = 1 atm	T = 30°C P = 1 atm
Impellers	=	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Jumlah, unit	=	1	1	1	1
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainles Steel SA-167</i>	<i>Stainles Steel SA-167</i>	<i>Stainles Steel SA-167</i>	<i>Stainles Steel SA-167</i>

Kapasitas, m3 /jam	=	293,9196257	13,20777235	341,9075115	5,500861909
Kecepatan Volumetrik, m3 /s	=	0,081595766	0,003666643	0,094917803	0,001527108
Kecepatan Aliran, m/s	=	1,100496327	0,770603656	1,280172972	0,70703968
Ukuran Pipa :					
ID, m	=	0,31	0,08	0,31	0,05
OD, m		0,32	0,09	0,32	0,06
IPS, m Flow		0,30	0,08	0,30	0,05
Area, m2		0,07	0,00	0,07	0,00
Efisiensi Pompa, %	=	70%	60%	85%	45%
Efisiensi Motor, %	=	80%	80%	80%	84%
Power Pompa, HP	=	0,14	1,73	0,13	4,80
Power motor, HP	=	0,17	1,50	0,17	7,50

Kode	=	P-09	P-10	P-11
Fungsi	=	Mengalirkan <i>Sodium Salisilat, Sodium Phenoxide, Toluene</i> , H ₂ O dan NaCl ke Mixer-02	Mengalirkan <i>Acetone</i> ke Mixer-02	Mengalirkan Asam <i>Salisilat, Sodium Phenoxide, Toluene, Acetone</i> , H ₂ O dan NaCl ke RDVF-02
Tipe	=	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Kondisi Operasi :				
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	T = 30°C P = 1 atm	T = 30°C P = 1 atm	T = 30°C P = 1 atm
Impellers	=	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Jumlah, unit	=	1	1	1
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainles Steel SA-167</i>	<i>Stainles Steel SA-167</i>	<i>Stainles Steel SA-167</i>
Kapasitas, m ³ /jam	=	15,78762742	25,83538958	26,99335197

Kecepatan Volumetrik, m ³ /s	=	0,004382843	0,007172227	0,007493692
Kecepatan Aliran, m/s	=	0,921124553	0,875929486	0,915189331
Ukuran Pipa :				
ID, m	=	0,08	0,10	0,10
OD, m		0,09	0,11	0,11
IPS, m Flow		0,10	0,10	0,10
Area, m ²		0,00	0,01	0,01
Efisiensi Pompa, %	=	61%	68%	68%
Efisiensi Motor, %	=	80%	80%	80%
Power Pompa, HP	=	1,24	1,61	0,87
Power motor, HP	=	2	2	0,75

Kode	=	P-12	P-13
Fungsi	=	Mengalirkan NaCl keluaran dari RDVF-02	Mengalirkan Acetone,Toluene dan H ₂ O keluaran Rotary Dryer-02
Tipe	=	Pompa Sentrifugal	Pompa Sentrifugal
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	T = 30°C P = 1 atm	T = 30°C P = 1 atm
Impellers	=	<i>Mixed flow impellers</i>	<i>Mixed flow impellers</i>
Jumlah, unit	=	1	1
Bahan Konstruksi	=	<i>Stainles Steel SA-167</i>	<i>Stainles Steel SA-167</i>
Kapasitas, m ³ /jam	=	3,463274617	33,96380273
Kecepatan Volumetrik, m ³ /s	=	0,000961448	0,009428777

Kecepatan Aliran, m/s	=	0,445143437	1,151517231
ID, m	=	0,05	0,10
OD, m		0,06	0,11
IPS, m		0,05	0,10
Flow Area, m2		0,00	0,01
Efisiensi Pompa, %	=	45%	73%
Efisiensi Motor, %	=	83%	80%
Power Pompa, HP	=	3,39	1,11
Power motor, HP	=	5	1,50

3.3.18 Heater

Tabel 3 4 Heater

Kode	=	HE-01	HE-02
Fungsi	=	Memanaskan suhu Fenol dan Natrium Hidroksida sebelum masuk R-01	Memanaskan Fenol, Toluena, & Karbon Dioksida sebelum masuk R-02
Tipe	=	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	=	<i>Carbon steel</i>	<i>Carbon steel</i>
Kondisi Operasi :			
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	Fluida dingin Tmasuk = 30°C Tkeluar = 130°C Fluida panas Tmasuk = 250°C Tkeluar = 250°C P = 1 atm	Fluida dingin Tmasuk = 130 °C Tkeluar = 225°C Fluida panas Tmasuk = 250°C Tkeluar = 250°C P = 29,60 atm
Jumlah, unit	=	1	1
Konstruksi :			
Sisi Annulus (<i>Cold Fluid</i>) IPS, 4 in <i>Flow Area</i> , in ² OD, in ID, in <i>Surface area</i> , ft	=	IPS = 4 <i>Flow Area</i> = 3,14 OD = 4,5 ID = 4,026 <i>Surface area</i> = 1,178	Sisi Shell ID, in = 39 <i>Pitch</i> , in <i>triangular Pitch</i> = 2 <i>Baffle</i> , in = 8 <i>Pressure Drop</i> , psi = 0,004

Kode	=	HE-01	HE-02
<i>Sisi Inner Pipe (Hot Fluid)</i>			<i>Sisi Tube</i>
IPS, in		IPS = 3	OD, in = 0,75
<i>Flow Area</i> , in ²	=	<i>Flow Area</i> = 7,38	ID, in = 0,62
OD, in		OD = 3,5	BWG = 16
ID, in		ID = 3,06	L, in = 12
<i>Surface area</i> , ft		<i>Surface area</i> = 0,917	NT = 665
			<i>Pressure Drop</i> , psi = 0,130
A, ft ²	=	120,54	3,623
Ud, BTU/ft ² .Jam.F	=	100	200
Uc, BTU/ft ² .Jam.F	=	341,64	3
<i>Dirt Factor</i> , Jam.ft ² .F/BTU	=	0,00707	0,3190

3.3.19 Cooler

Tabel 3 5 Coller

Kode	=	C-01
Fungsi	=	Menurunkan suhu output R-02 sebelum masuk F-01
Tipe	=	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Jenis Bahan	=	<i>Carbon steel</i>
Kondisi Operasi :		
Suhu (T), °C Tekanan (P), bar	=	Fluida dingin Tmasuk = 35°C Tkeluar = 30°C Fluida panas Tmasuk = 225°C Tkeluar = 30°C P = 1
Jumlah, unit	=	1
Konstuksi		
Sisi <i>Shell</i> ID, in <i>Pitch, in</i> <i>Baffle, in</i> <i>Pressure Drop, psi</i> Sisi <i>Tube</i> OD, in ID, in BWG, 16 L, in NT <i>Pressure Drop, psi</i>	=	ID = 37 <i>Pitch</i> = 1 <i>Baffle</i> = 7 <i>Pressure Drop</i> = 0,021 OD = 0,75 ID = 0,62 BWG = 16 L = 12 NT = 596 <i>Pressure Drop</i> = 0,829
Luas Transfer Panas, ft ²	=	1.372
Uc, BTU/ft ² .Jam.F	=	3.433
Ud, BTU/ft ² .Jam.F	=	635
<i>Dirt Factor, Jam.ft2.F/BTU</i>	=	0,0032

3.4 Neraca Massa Peralat

Produk	: Asam Salisilat (konversi 95 %)
Kapasitas Produksi tiap tahun	: 55.000 ton/tahun
Jumlah hari kerja dalam 1 tahun	: 330 hari
Waktu operasi dalam satu hari	: 24 jam
Basis perhitungan	: 1 jam operasi
Kapasitas produksi tiap jam	: 6944.4444 kg/jam

3.4.1 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Tabel 3.6 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Input (Kg/jam)		Output(Kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
C ₆ H ₆ O	9846,38	-	-
NaOH	-	4189,95	-
H ₂ O	-	4189,95	6075,43
C ₆ H ₅ ONa	-	-	12150,86
Total	14036,33	4189,95	18226,28
	18226,28		

3.4.2 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Tabel 3.7 Neraca Massa Reaktor (R-02)

Komponen	Input (kg/jam)			Output((kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₆ O	-	19692,77	-	2422,10
H ₂ O	364,53	-	-	364,53
NaOH	-	-	-	-
C ₆ H ₅ ONa	12150,86	-	-	972,07

Komponen	Input (kg/jam)			Output((kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	-	-	-	8769,57
CO ₂	-	-	13826,84	11706,72
C ₆ H ₅ CH ₃	-	-	210688,56	210688,56
Total	122515,38	19692,77	224515,40	256723,54
	256723,54			

3.4.3 Neraca Massa Mixer (M-01)

Tabel 3.8 Neraca Massa Mixer (M-01)

Komponen	Input (kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
C ₆ H ₆ O	-		-
H ₂ O	3,65	5889,19	5992,84
C ₆ H ₅ ONa	9,72		9,72
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	8769,57		-
CO ₂	-	-	-
C ₆ H ₅ CH ₃	105,34	-	105,34
HCl	-	3517,64	-
NaCl	-	-	5637,58
C ₇ H ₆ O ₃	-	-	6649,45
Total	8888,28	9506,66	18394,93
	18394,93		

3.4.4 Neraca Massa Mixer (M-02)

Tabel 3.9 Neraca Massa Mixer (M-02)

Komponen	Input(kg/jam)		Output(kg/jam)
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
C ₆ H ₆ O	-	-	-
H ₂ O	5992,84	-	5992,84
C ₆ H ₅ ONa	9,72	-	9,72
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	-	-	-
CO ₂	-	-	-
C ₆ H ₅ CH ₃	105,34	-	105,34
HCl	5637,58	-	5637,58
NaCl	6649,45	-	6649,45
C ₇ H ₆ O ₃	-	16791,54	16791,54
Total	18394,93	16791,54	35186,47
	35186,47		

3.4.5 Neraca Massa Rotary Dryer (RD-01)

Tabel 3.10 Neraca Massa Rotary Dryer (RD-01)

Komponen	Input(kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 16	Arus 17	Arus 18
C ₆ H ₆ O	-	-	-
H ₂ O	5992,84	5932,910733	59,93
C ₆ H ₅ ONa	9,72	-	9,72
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	-	-	-
CO ₂	-	-	-
C ₆ H ₅ CH ₃	105,34	104,2908386	1,05
NaCl	56,38	-	56,38
C ₇ H ₆ O ₃	6649,45	-	66449,45
C ₃ H ₆ O	16791,54	16623,2908386	167,92

Total	29605,2783	22660,8239	6944,44
		29605,2783	

3.4.1 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (F-01)

Tabel 3.11 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (F-01)

Komponen	Input(kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₆ H ₆ O	-	-	-
NaOH	-	-	-
H ₂ O	6075,43	5710,90	364,53
C ₆ H ₅ Ona	12150,86	-	12150,86
Total	18226,28	18226,28	

3.4.2 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (F-02)

Tabel 3.10 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (F-02)

Komponen	Input(kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₆ O	2422,10	2422,10	-
H ₂ O	364,53	360,88	3,65
C ₆ H ₅ ONa	972,07	962,35	9,72
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	8769,57	-	8769,57
CO ₂	11706,72	11706,72	-
C ₆ H ₅ CH ₃	210688,56	210583,22	105,34
Total	256723,54	247835,27	8888,28
		256723,54	

3.4.3 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (F-03)

Tabel 3.11 Neraca Massa Rotary Drum Vacuum Filter (F-03)

Komponen	Input(kg/jam)	Output(kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
C ₆ H ₆ O	-	-	-
H ₂ O	5992,84	-	5992,84
C ₆ H ₅ ONa	9,72	-	9,72
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	-	-	-
CO ₂	-	-	-
C ₆ H ₅ CH ₃	105,34		105,34
NaCl	5637,58	5581,20	56,38
C ₇ H ₆ O ₃	6649,45	-	6649,45
C ₃ H ₆ O	16791,54	-	16791,54
Total	35186,47	5581,20	29605,27
		35186,47	

3.5 Neraca Panas

3.5.1 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Tabel 3.12 Neraca Panas Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	Arus 1	Arus 3
C ₆ H ₆ O	1.338.956,15	-
NaOH	393.884,1104	-
H ₂ O	1.433.078,14	2.077.963,303
C ₆ H ₅ ONa	-	1.361.848,989
Q reaksi	86,9424527	-
Q terserap	-	383.364,5066
Total	3.165.918,4	3.165.918,4

3.5.2 Neraca Panas Reaktor (R-02)

Tabel 3.13 Neraca Panas Reaktor (R-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₆ O	-	10.047.961,11	-	12.358.992,16
H ₂ O	470.209,74	-	-	470.209,7419
C ₆ H ₅ ONa	4.378.434,95	-	-	2.350.274,79
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	-	-	-	1.866.327,355
CO ₂	-	-	2.808.525,612	2.377.885,018
C ₇ H ₈	-	-	70.901.281,55	70.901.281,55
Q reaksi	868.606.412,96			-
Q terserap	-			5.163,771702
Total	4.848.644,69	10.047.961,11	73.709.807,16	
	88.608.718,4			88.608.718,4

3.5.3 Neraca Panas Mixer (M-01)

Tabel 3.14 Neraca Panas Mixer (M-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 10	Arus 11	Arus 12
C ₆ H ₆ O	-	-	-
H ₂ O	121.230,434	73,78556155	121.304,2196
C ₆ H ₅ ONa	58,2424	-	58,2424
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	69.164,0208	-	-
CO ₂	-	-	-
C ₇ H ₈	870,235367	-	870,23536
HCl	-	14.115,1938	-
NaCl	-	-	14.115,19381
C ₇ H ₆ O ₃	-	-	69.164,0208
Total	191.322,9326	14.188,97937	
	205.511,912		205.511,912

3.5.4 Neraca Panas Mixer (M-02)

Tabel 3.15 Neraca Panas Mixer (M-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)
	Arus 12	Arus 13	Arus 14
C ₆ H ₆ O	-	-	-
H ₂ O	121.304,2196	-	121.304,2196
C ₆ H ₅ ONa	58,2424	-	58,2424
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	-	-	-
CO ₂	-	-	-
C ₇ H ₈	870,235367	-	870,23536
NaCl	6.6012,663	-	6.6012,663
C ₇ H ₆ O ₃	27.919,5017	-	27.919,5017
C ₃ H ₆ O	-	123.041,4733	12.3041,4733
Total	216.164,8621	123.041,4733	339.206,3354
	339.206,3354		

3.5.5 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-01)

Tabel 3.16 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 3	Arus 4	Arus 5
C ₆ H ₆ O	-	-	-
NaOH	-	-	-
H ₂ O	22.582.494,654	2.427.544,975	154.949,6792
C ₆ H ₅ ONa	1.528.863,017	-	1.528.863,017
Total	4.111.357,671	2.427.544,675	1.683.812,696
		4.111.357,671	

3.5.6 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-02)

Tabel 3.17 Neraca Panas Rotary Dryer (RD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 16	Arus 17	Arus 18
C ₆ H ₆ O	-	-	-
H ₂ O	2.547.388,612	2.405.867,022	141.521,5897
C ₆ H ₅ ONa	123,090413	-	1.223,090413
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	-	-	-
CO ₂	-	-	-
C ₇ H ₈	18.274,94272	18.092,1933	182,7494242
NaCl	13.862,65923	-	13.862,65923
C ₇ H ₆ O ₃	586.309,5356	-	586.309,5356
C ₃ H ₆ O	2.583.870,939	2.558.032,23	25.838,70912
Total	5.750.929,779	4.981.991,445	768.938,3335
		570.929,779	

3.5.7 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (F-01)

Tabel 3.18 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (F-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 8	Arus 9	Arus 10
C ₆ H ₆ O	149.965,7284	149.965,7284	-
H ₂ O	7.378,556155	7.304,770593	73,78556153
C ₆ H ₅ ONa	5.824,240064	5.765.997763	58,24240108
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	27.919,5017	-	-
CO ₂	225.601,8059	22.5601,8059	-
C ₇ H ₈	1.740.470,736	1.739.600.5	870,2356371
Total	2.157.160,568	4.981.991,445	768.938,3335
		2.157.160,568	

3.5.8 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (F-02)

Tabel 3.19 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (F-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Arus 14	Arus 15	Arus 16
C ₆ H ₆ O	-	-	-
H ₂ O	2.547.388,612	-	121.304,2196
C ₆ H ₅ ONa	123,090413	-	58,24240064
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	-	-	-
CO ₂	-	-	-
C ₇ H ₈	18.274,94272	-	870,2353678
NaCl	13.862,65923	65.352,53637	660,12663
C ₇ H ₆ O ₃	586.309,5356	-	27.919,5017
C ₃ H ₆ O	2.583.870,939	-	123.041,4733
Total	339.206,3354	4.981.991,445	768.938,3335
		339.206,3354	

3.5.9 Neraca Panas Heater (HE-01)

Tabel 3.20 Neraca Panas Heater (HE-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C ₆ H ₆ O	89.263,7433	-
NaOH	26.258,9407	-
H ₂ O	101.515,6228	3.091.150,7142
Q reaksi	3.776.951,64	902.839,2282
Total	3.993.989,94	3.993.989,94

3.5.10 Neraca Panas Heater (HE-02)

Tabel 3.21 Neraca Panas Heater (HE-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C ₆ H ₆ O	5.275.179,5824	12.358.992,16
CO ₂	1.474.475,9463	2.377.885,018

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
$C_6H_5CH_3$	37.223.172,8119	70.901.281
Q reaksi	41.665.330,39	-
Total	85.638.158,73	85.638.158,73

3.5.11 Neraca Panas Coller (CL-01)

Tabel 3.22 Neraca Panas Coller (CL-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
C_6H_6O	12.358.992,16	308.974,8041
H_2O	470.209,7419	11.755,24355
NaOH	-	-
C_6H_5ONa	350.274,7961	8.756,869902
$C_7H_4O_3Na_2$	1.866.327,355	46.658,18387
CO_2	2.377.558,018	59.447,12546
C_7H_8	70.901.281,55	1.772.532,039
Q pendingin	-	86.116.846,3565
Total	86.324.970,6220	86.324.970,6220

BAB IV

PERANCANGAN PABRIK

4.1 Lokasi Pabrik

Pemilihan lokasi pabrik dilakukan dengan mempertimbangkan berbagai faktor yang memberikan keuntungan dari segi teknis dan ekonomi. Lokasi pabrik juga berdampak pada masyarakat dan lingkungan sekitarnya. Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik meliputi kedekatan dengan sumber bahan baku, aksesibilitas pasar, transportasi, ketersediaan tenaga kerja, kondisi sosial, serta potensi pengembangan di masa depan.

Pabrik asam salisilat dari fenol, natrium hidroksida dan karbon dioksida 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 Penentu Lokasi Pabrik

1. Ketersediaan Bahan Baku dan Lokasi Pemasaran.

Lokasi pasokan bahan baku dan lokasi pemasaran adalah faktor penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Pabrik dapat didirikan dengan fokus pada kedekatan dengan sumber bahan baku untuk memudahkan pasokan yang berkelanjutan, atau dengan mendekati pasar untuk mempermudah distribusi produk. Dalam perencanaan pendirian pabrik, bahan baku lebih diprioritaskan dibandingkan lokasi pemasaran, karena perbandingan volume antara bahan baku dan produk akhir cukup signifikan, sehingga diperlukan upaya lebih untuk mengangkut bahan baku.

Bahan baku pabrik ini adalah fenol dengan tingkat kemurnian 99,99%, yang tersedia dalam jumlah besar dari PT Kumenindo Kridanusa dengan kapasitas produksi 160.000 ton per tahun di Balongan, Indramayu. Natrium hidroksida dengan kemurnian 98% diperoleh dari PT Asahimas Subentra Chemicals, yang memiliki kapasitas produksi 700.000 ton per tahun di Cilegon. Selain itu, karbon dioksida diperoleh dari Pertamina RU VI dengan kapasitas produksi 1.777.470 kg per jam.

Meskipun pabrik ini fokus pada bahan baku, pemasaran produk tetap menjadi perhatian penting. Produk dapat didistribusikan melalui jalur darat maupun laut.

2. Ketersediaan Utilitas

Proses produksi di pabrik memerlukan dukungan dari berbagai komponen, seperti air, listrik, dan bahan bakar. Jika

semua komponen ini tersedia dalam jumlah yang memadai, maka proses produksi dapat berjalan dengan lebih lancar dan efisien. Sumber air utilitas berasal dari Sungai Cimanuk, sehingga ketersediaan air mencukupi untuk kebutuhan produksi dan lainnya.

3. Transportasi

Sarana transportasi yang memadai diperlukan untuk supply bahan baku serta distribusi produk ke pasar. Transportasi yang dapat digunakan mencakup jalur darat, seperti Jalan Raya Indramayu dengan truk atau kereta api, serta jalur laut menggunakan kapal melalui pelabuhan Jetty Propylene di Indramayu.

4.1.2 Pemilihan Proses

Beberapa faktor yang mempengaruhi pemilihan lokasi didirikan, sebagai berikut :

1. Ketersediaan Tenaga Kerja

Tenaga kerja memiliki peran yang sangat penting dalam sebuah pabrik. Diharapkan, dengan berdirinya pabrik asam salisilat, akan tercipta peluang kerja bagi masyarakat setempat.

2. Kondisi Tanah dan Daerah

Kondisi tanah di daerah Indramayu cukup luas dan datar, yang sangat menguntungkan. Selain itu, Kota Indramayu merupakan salah satu kawasan industri di Indonesia, sehingga pengelolaan dampak lingkungan dapat dilakukan dengan efektif.

3. 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.

4.2 Tata Letak Pabrik (Plant Layout)

Sistem tata letak pabrik mencakup area proses, kantor, sumber tenaga, gudang, unit pengolahan limbah, dan lainnya. Beberapa faktor penting yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan tata letak pabrik adalah:

1. Daerah Kantor

Kantor berfungsi sebagai area dimana karyawan mengelola dan memantau operasional pabrik.

2. Area Proses

Area proses dirancang untuk memastikan distribusi air dan bahan lainnya berjalan dengan efisien dan lancar.

3. Jarak Antar Alat

Jarak antara jalan dan unit proses cukup memadai, sehingga peralatan proses terlindungi dan tidak terganggu oleh kendaraan. Setiap unit dapat diakses melalui minimal dua jalan di dalam pabrik.

4. Penempatan Alat

Penempatan peralatan dan perangkat kontrol dirancang agar mudah diakses oleh operator.

5. Utilitas

Unit utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari peralatan proses untuk memastikan operasi yang aman.



Gambar 4.2 Tata Letak Pabrik

Keterangan :

- | | | |
|-----------------|------------------|------------------|
| 1. Area | 7. Kantor Teknik | 13. Klinik |
| perluasan | Produk | 14. UPL |
| 2. Area Proses | 8. Taman | 15. Bengkel |
| 3. Control Room | 9. Laboratorium | 16. UPK |
| 4. Control | 10. Gudang | 17. Parkir Truk |
| Utilitas | Peralatan | 18. Masjid |
| 5. Utilitas | 11. Perpustakaan | 19. Parkir Utama |
| 6. Kantor Utama | 12. Kantin | 20. POS |

Berikut merupakan perincian luas tanah skala 1:1000 sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada Tabel 4.1 sebagai berikut :

Tabel 4.1 Perincian Luas Tanah dan Bangunan Pabrik

NO	Lokasi	Panjang(m)	Lebar (m)	Luas (m ²)
1	Area perluasan	45	51	2295
2	Area proses	45	63	2835
3	Control room	20	23	460
4	Control utilitas	20	25	500
5	Utilitas	31	56	1736
6	Kantor utama	30	27	810
7	Kantor Teknik produk	18	27	486
8	Taman	15	16	240
9	Laboratorium	25	29	725
10	Gudang peralatan	28	36	1008
11	Perpustakaan	14	18	252
12	Kantin	16	41	656
13	Klinik	14	18	252
14	UPK	11	16	176
15	<i>Bengkel</i>	11	16	176

NO	Lokasi	Panjang(m)	Lebar (m)	Luas (m2)
16	UPK	11	16	176
17	Parkir truk	25	40	1000
18	Masjid	21	23	483
19	Parkir utama	29	27	783
20	POS	14	10	140
Luas Bangunan =				15189
Luas Tanah =				24009

4.3 Tata Alat Proses (Proses Plant and Equipment)

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

1. Aliran Bahan Baku dan Produk

Pengaturan yang tepat terhadap laju aliran sangat penting untuk memaksimalkan manfaat ekonomi serta memastikan proses produksi berjalan dengan lancar dan aman.

2. Aliran Udara

Penting untuk menjaga kelancaran aliran udara di dalam dan sekitar area proses. Hal ini dilakukan untuk mencegah penumpukan udara di satu lokasi yang dapat menyebabkan akumulasi bahan kimia berbahaya, yang berpotensi mengancam keselamatan para pekerja.

3. Cahaya

Pabrik perlu memiliki pencahayaan yang memadai di seluruh area, terutama di lokasi proses yang berisiko tinggi dan berbahaya.

4. Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan

Pabrik memerlukan sistem lalu lintas dan transportasi yang efisien. Ini penting untuk memudahkan akses keselamatan dalam situasi darurat. Sistem transportasi yang baik juga berkontribusi pada peningkatan keselamatan dan keamanan pekerja serta kelancaran proses produksi.

5. Jarak Antara Alat Proses

Peralatan proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi sebaiknya dipisahkan dari peralatan lainnya. Dengan cara ini, jika terjadi ledakan atau kebakaran pada peralatan tersebut, risiko terhadap peralatan lain dapat diminimalkan.

6. Perawatan

Perawatan sangat penting untuk menjaga sarana dan fasilitas peralatan pabrik. Ini mencakup pemeliharaan dan perbaikan alat agar proses produksi dapat berjalan dengan lancar dan produktivitas meningkat, sehingga target produksi sesuai spesifikasi yang diinginkan dapat tercapai. Perawatan preventif dilakukan setiap hari untuk mencegah kerusakan dan menjaga kebersihan alat, sementara perawatan berkala dilakukan sesuai

a. Overhaul 1 x 1 tahun

Perbaikan dan pemeriksaan rutin peralatan mencakup pembongkaran alat, penggantian bagian yang tidak lagi berfungsi, dan mengembalikan alat ke kondisi semula. Proses ini melibatkan

pemeriksaan menyeluruh serta penyesuaian level alat.

b. Repairing

Repairing merupakan kegiatan perawatan yang ditujukan untuk memperbaiki bagian-bagian alat yang mengalami kerusakan, biasanya setelah dilakukan pemeriksaan. Beberapa faktor yang memengaruhi pemeliharaan antara lain:

a) Umur Alat

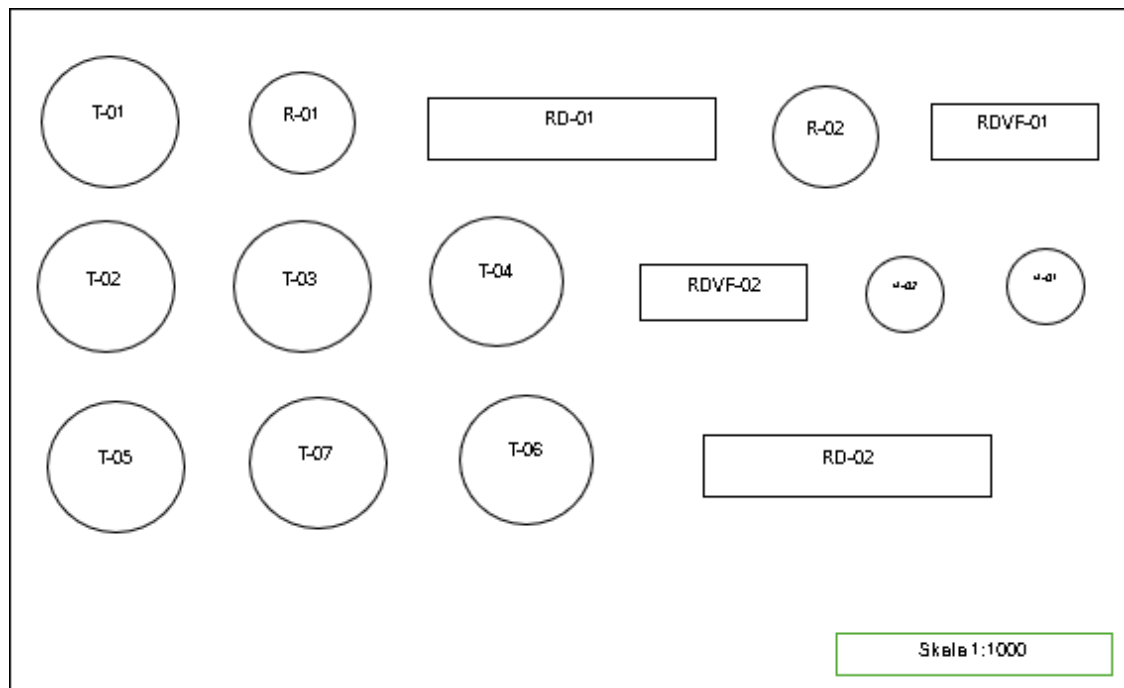
Alat yang lebih tua dan kurang mendapatkan perawatan selama masa penggunaannya memerlukan lebih banyak perawatan yang dapat meningkatkan biaya pemeliharaan.

b) Bahan Baku

Bahan baku yang berkualitas rendah, seperti yang mengandung campuran bahan lain atau kadar kotoran tinggi, dapat menyebabkan kerusakan pada alat, sehingga alat perlu dibersihkan lebih sering.

c) Tenaga Manusia

Tenaga kerja yang terlatih, berpengalaman, dan kompeten akan menghasilkan pekerjaan yang lebih baik, sehingga fungsi alat dapat terjaga dengan baik.



Gambar 4.3 Tata Letak Alat Proses

Keterangan:

- | | |
|-------------------------------------|-------------------------------------|
| 1. Tangki Fenol (T-01) | (T-04) |
| 2. Reaktor-01(R-01) | 9. <i>Rotary Drum Vacum Filter-</i> |
| 3. <i>Rotary Dryer</i> -01 (RD-01) | 01 (RDVF-01) |
| 4. Reaktor-02 (R-02) | 10. Mixer-01 (M-01) |
| 5. <i>Rotary Drum Vacum Filter-</i> | 11. Mixer-02 (M-02) |
| 01 (RDVF-01) | 12. Tangki CO ₂ (T-05) |
| 6. Tangki NaOH (T-02) | 13. Tangki HCl T-06) |
| 7. Tangki <i>Toluene</i> (T-03) | 14. Tangki <i>Acetone</i> (T-07) |
| 8. Tangki <i>Sodium Phenolate</i> | 15. <i>Rotary Dryer</i> -02 (RD-02) |

4.4 Organisasi Perusahaan

4.4.1 Bentuk Perusahaan

Pabrik Asam salisilat direncanakan berbentuk 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.

Dalam Perseroan Terbatas, tanggung jawab pemegang saham terbatas pada jumlah modal yang mereka investasikan melalui saham. Pemilihan bentuk PT didasarkan pada pertimbangan berikut:

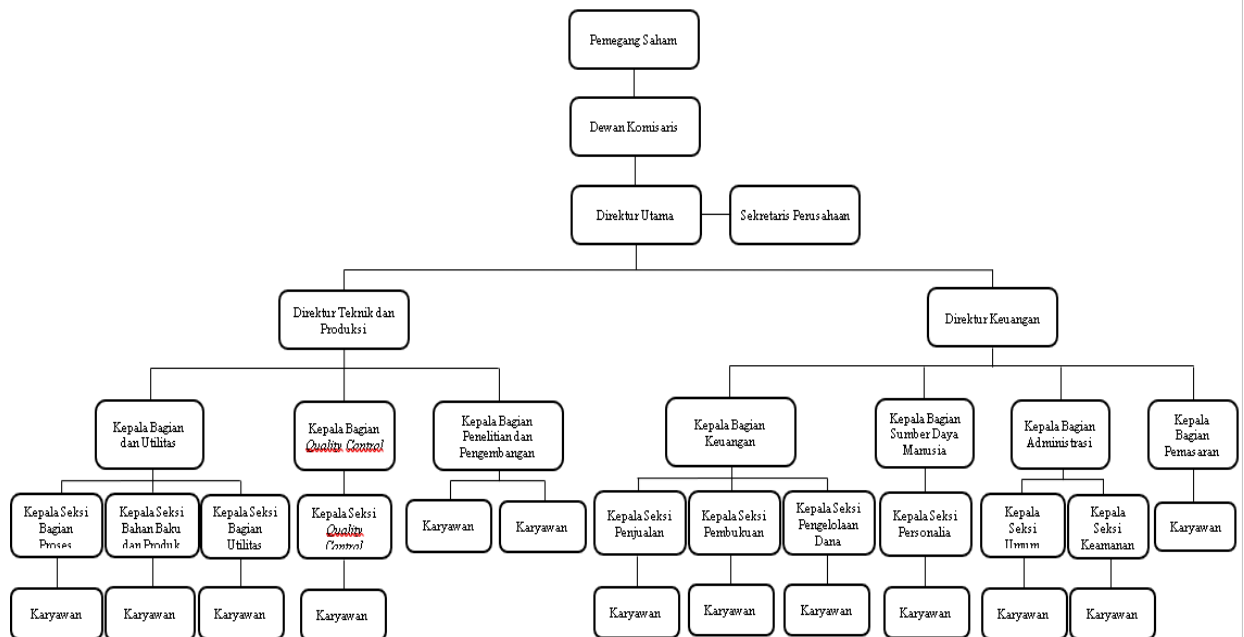
1. Kemudahan memperoleh modal melalui penjualan saham.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas pada jumlah saham yang dimiliki.
3. Keberlangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak terpengaruh oleh perubahan pemegang saham, direksi, staf, atau karyawan.
4. Efisiensi dalam manajemen.
5. Perusahaan memiliki kekayaan terpisah dari kekayaan pribadi pemiliknya.

4.4.2 Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi perusahaan merupakan faktor penting dalam mendukung kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena berkaitan dengan komunikasi internal yang esensial untuk membangun kerja sama yang solid di antara karyawan. Menurut Handoko (1992), untuk mencapai tujuan tersebut, diperlukan proses pengorganisasian yang tercermin dalam struktur organisasi.

Menurut Stoner (1992), struktur organisasi adalah tata letak dan hubungan antara bagian-bagian, komponen, dan posisi dalam suatu perusahaan. Organisasi yang diterapkan di perusahaan ini adalah *Line and Staff System*. Dalam sistem ini, terdapat pucuk pimpinan dan pimpinan di bawahnya, dengan pimpinan dibantu oleh staf. Sistem ini umumnya digunakan untuk organisasi besar dengan banyak pekerjaan dan cakupan kerja yang luas. Wewenang pimpinan mencakup pengambilan keputusan, kebijakan, dan tanggung jawab terhadap tujuan perusahaan, sementara wewenang staf adalah memberikan data, pelayanan, dan informasi untuk mendukung kelancaran tugas manajer ini.

Struktur organisasi pabrik asam salisilat ditampilkan pada gambar 4.5:



Gambar 4.4 Struktur Organisasi Perusahaan

4.4.3 Tugas dan Wewenang

Terdapat tugas dan wewenang yang terdapat pada perusahaan asam salisilat antara lain:

1. Pemegang Saham

Pemegang saham, yang merupakan pemilik perusahaan, adalah individu atau kelompok yang mengumpulkan modal untuk mendirikan dan menjalankan perusahaan. Kekuasaan tertinggi dalam perusahaan berbentuk perseroan terbatas adalah rapat umum pemegang saham. Dalam rapat umum tersebut, para pemegang saham memiliki wewenang untuk:

- Mengangkat dan memberhentikan Dewan Komisaris
- Mengangkat dan memberhentikan Direktur.

- c. Menyalurkan hasil usaha serta neraca perhitungan laba rugi tahunan perusahaan.

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertindak sebagai perwakilan pemegang saham dan bertanggung jawab langsung kepada mereka. Tugas Dewan Komisaris meliputi:

- a. Menilai dan menyetujui rencana direksi mengenai kebijakan umum dan target.
- b. Mengawasi pelaksanaan tugas oleh Direktur Utama.
- c. Membantu Direktur Utama dalam masalah-masalah penting.

3. Direktur Utama

Direktur Utama adalah pemimpin tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab penuh terhadap kemajuan atau kemunduran perusahaan. Posisi Direktur Utama mencakup Direktur Teknik Produksi dan Direktur Keuangan. Tugas-tugas Direktur Utama meliputi:

- a. Menjaga stabilitas organisasi dan memastikan hubungan yang baik antara pemegang saham, pimpinan, karyawan, dan konsumen.
- b. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
- c. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan

persetujuan rapat pemegang saham.

- d. Mengkoordinasikan kerja sama dengan Direktur Teknik Produksi serta Direktur Keuangan.

4. Kepala Bagian Kepala

Bagian bertanggung jawab untuk mengkoordinasikan, mengatur, dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan di bawah wewenangnya sesuai dengan arahan dari pimpinan perusahaan. Kepala Bagian juga dapat berfungsi sebagai staf direktur dan bertanggung jawab kepada direktur masing-masing.

5. Kepala Seksi

Kepala Seksi bertanggung jawab untuk melaksanakan pekerjaan di area yang ditangani sesuai dengan rencana yang telah ditetapkan oleh Kepala Bagian. Setiap Kepala Seksi melapor kepada Kepala Bagian yang bersangkutan sesuai dengan seksi yang dipimpinnya.

4.4.4 Pembagian jam Kerja Karyawan

Berikut adalah tugas dan wewenang yang berlaku di perusahaan asam salisilat:

1. Cuti Tahunan

Karyawan berhak mendapatkan 12 hari cuti tahunan setiap tahunnya. Jika cuti tersebut tidak digunakan dalam satu tahun, maka hak cuti untuk tahun itu akan hangus.

2. Hari Libur Nasional

Bagi karyawan harian yang tidak bekerja dengan sistem shift, hari libur nasional dianggap sebagai hari tidak bekerja. Namun, bagi karyawan yang bekerja selama satu tahun, hak cuti untuk tahun tersebut akan hangus.

3. Lembur (Overtime)

Kerja lembur hanya dapat dilakukan jika ada kebutuhan mendesak dan setelah mendapatkan persetujuan dari kepala bagian.

4. Pembagian jam kerja

a. Karyawan Non-shift

Karyawan Non-shift adalah mereka yang tidak terlibat langsung dalam proses produksi, seperti di bidang manajemen, gudang, dan lainnya, dengan rincian jam kerja sebagai berikut:

Senin – Jum'at

Jam kerja : 08.00 – 12.00 WIB

: 13.00 – 16.00 WIB

Waktu istirahat : 12.00 – 13.00 WIB

Libur : Hari sabtu dan minggu

b. Karyawan shift

Karyawan shift adalah karyawan yang terlibat langsung dalam proses produksi, termasuk di bidang produksi, mesin, laboratorium, kelistrikan, dan instrumentasi. Jadwal kerja untuk

karyawan shift dibagi menjadi

Senin – Kamis

Shift pagi : 07.00 – 15.00 WIB

Shift sore : 15.00 – 23.00 WIB

Shift malam : 23.00 – 07.00 WIB

Karyawan shift dibagi dalam 4 regu dimana 3 regu bekerja dan 1 regu libur, dan diberlakukan secara bergantian. Dalam setiap regu mendapat giliran bekerja selama jam dengan jadwal libur tidak tetap yaitu antara satu sampai dua hari dalam tiap-tiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Jadwal kerja setiap regu dapat dilihat pada Tabel

Tabel 4 2 Jadwal Kerja Tiap Regu

REGU	HARI																												
	S	M	S	S	R	K	J	S	M	S	S	R	K	J	S	M	S	S	R	K	J	S	M	S	S	R	K	J	S
A	M		S	S	S	S	S	S		P	P	P	P	P			M	M	M	M	M			S	S	S	S	S	
B	S	S		P	P	P	P	P			M	M	M	M	M		S	S	S	S	S		P	P	P	P	P	P	
C	P	P	P			M	M	M	M	M			S	S	S	S	S		P	P	P	P	P			M	M	M	M
D		M	M	M	M	M			S	S	S	S	S		P	P	P	P	P			M	M	M	M	M			S

Keterangan :

P= Shift Pagi

S = Shift Siang

M = Shift Malam

 = Libur

4.4.5 Jumlah Karyawan dan Sistem Gaji

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Berikut tabel rincian jumlah tenaga kerja dan sistem pengajiannya :

Tabel 4.3 Rincian Jumlah Tenaga Kerja

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total gaji (Rp)
1	Direktur Utama	1	Rp 40.000.000,000	Rp 40.000.000
2	Staff Ahli	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
3	Sekretaris Perusahaan	1	Rp 18.000.000	Rp 18.000.000
4	Direktur Teknik dan Produksi	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
5	Direktur Keuangan	1	Rp 30.000.000	Rp 30.000.000
6	Kepala Bagian Keuangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
7	Kepala Bagian Sumber daya manusia	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
8	Kepala Bagian Administrasi	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
9	Kepala Bagian	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total gaji (Rp)
	Pemasaran			
10	Kepala Bagian proses dan utilitas	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
11	Kepala Bagian Quality Control	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
12	Kepala Bagian Penelitian dan pengembangan	1	Rp 15.000.000	Rp 15.000.000
13	Kepala Seksi Penjualan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
14	Kepala Seksi pembukuan	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
15	Kepala Seksi pengolahan dana	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
16	Kepala Seksi Personalia	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
17	Kepala Seksi umum	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total gaji (Rp)
18	Kepala Seksi keamanan	1	Rp 10.000.000	Rp 10.000.000
19	Kepala Seksi proses	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
s	Kepala seksi bahan baku dan produk	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
21	Kepala Seksi utilitas	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
22	Kepala seksi Quality Control	1	Rp 12.000.000	Rp 12.000.000
23	Karyawan Pemasaran	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
24	karyawan keamanan	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
25	karyawan umum	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
26	Karyawan Personalia	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000
27	karyawan	6	Rp 8.000.000	Rp 48.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total gaji (Rp)
	pengolahan dana			
28	karyawan pembukuan	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
29	karyawan penjualan	4	Rp 8.000.000	Rp 32.000.000
30	karyawan peneitian	8	Rp 8.000.000	Rp 64.000.000
31	karyawan pengembangan	8	Rp 8.000.000	Rp 64.000.000
32	karyawan quality control	15	Rp 8.000.000	Rp 120.000.000
33	karyawan utilitas	40	Rp 8.000.000	Rp 320.000.000
34	karyawan bahan baku dan produk	10	Rp 8.000.000	Rp 80.000.000
35	karyawan proses	40	Rp 8.000.000	Rp 320.000.000
36	Operator Proses	25	Rp 7.000.000	Rp 175.000.000

No	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total gaji (Rp)
37	Operator Utilitas	14	Rp 7.000.000	Rp 98.000.000
38	Dokter	4	Rp 10.000.000	Rp 40.000.000
39	Perawat	8	Rp 6.000.000	Rp 48.000.000
40	Satpam	8	Rp 5.000.000	Rp 40.000.000
41	Supir	8	Rp 5.000.000	Rp 40.000.000
42	Cleaning Service	10	Rp 5.000.000	Rp 50.000.000

BAB V

UTILITAS

Unit pendukung proses atau yang lebih dikenal sebutan utilitas merupakan bagian penting untuk proses produksi dalam pabrik. Utilitas merupakan unit pendukung untuk penyediaan air, *steam*, listrik dan bahan bakar. Keberadaan utilitas sangatlah penting dan harus ada. Unit utilitas meliputi unit pengolahan air, produksi uap, dan pasokan bahan bakar dan listrik.

Untuk menjamin kelancaran suatu proses produksi pabrik asam salisilat dari fenol dan karbon dioksida, terdapat faktor-faktor penunjang sebagai berikut.

5.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

5.1.1 Unit Penyediaan Air

Air merupakan salah satu bahan bak dan bahan pendukung yang sangat dibutuhkan pada pabrik asam salisilat sulfida. Hal ini karena air berperan besar sebagai bahan baku, untuk mendinginkan proses produksi, bahkan memenuhi permintaan konsumen. Untuk memenuhi kebutuhan air pabrik biasanya digunakan air sungai, air sumur, air danau, dan air laut.

Pada perancangan pabrik asam salisilat sulfida ini, air yang digunakan berasal dari sungai Mekongga. Terdapat beberapa pertimbangan dalam menggunakan sumber air antara lain:

1. Pengolahan air sungai lebih mudah, relatif mudah dan sederhana dibandingkan pengolahan air laut yang rumit dan biaya pengolahan yang cenderung lebih mahal.
2. Air sungai merupakan sumber yang kontinuitasnya tinggi, sehingga kekurangan air dapat di hindari.

Air Sungai sebagai *raw water* ini akan digunakan untuk di lingkungan pabrik sebagai berikut:

1. Air pendingin

Terdapat beberapa faktor dalam pemilihan air yang digunakan sebagai media pendingin antara lain:

- a. Air dapat diperoleh dalam jumlah yang benar
- b. Mudah didalam pengolahan dan pengaturannya
- c. Tidak mudah menyusut walaupun adanya perubahan temperature pendingin
- d. Dapat menyerap jumlah panas yang relative tinggi persatuan volume tidak terdekomposisi.

2. Air pemanas

Terdapat beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam penggunaan air sebagai *steam* antara lain:

- a. Zat yang menyebabkan kerak (*Scale forming*.
Pembentukan kerak yang disebabkan karena adanya kesadahan dan suhu tinggi, yang biasanya berupa

garam-garam karbonat dan silika.

b. Zat yang menyebabkan korosi. Korosi yang terdapat pada boiler disebabkan karena air yang mengandung larutan asam dan gas terlarut (seperti CO_2 , O_2 , dan NH_3).

a. Zat yang menyebabkan *forming*. Karena terdapat banyak bahan organik yang tidak dapat larut, air yang diperoleh kembali dari proses pemanasan dapat menyebabkan *boiler* berbusa. Pembusaan terutama terjadi di bawah alkalinitas tinggi.

3. Air Sanitasi

Air sanitasi adalah air yang digunakan untuk keperluan sanitasi. Air sanitasi diperlukan untuk perumahan, perkantoran laboratorium, dan masjid. Air sanitasi yang digunakan harus memiliki kualitas tertentu, yaitu (Pemenkes No.32, 2017):

a. Syarat Fisika, antara lain:

a) Suhu : Dibawah suhu udara

b) Rasa : Tidak berasa

c) Bau : Tidak berbau

b. Syarat kimia, antara lain:

- a) Tidak mengandung bakteri terutama pathogen yang dapat merubah sifat fisik air.
- b) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- c) Tidak beracun

5.1.2 Pengolahan Air

Kebutuhan air pabrik diperoleh dari air sungai dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan dapat meliputi secara fisik dan kimia. Unit penyediaan dan pengolahan air meliputi:

1. Pengendapan

Air sungai yang telah melewati *filter* mengalir menuju bak pengendapan awal. Pengendapan kotoran lumpur dan air sungai yang belum lolos saringan awal. Kemudian mengalir menuju ke bak pencampuran cepat.

2. *Clarifer*

Air yang dialirkan ke *clarifier* bertujuan untuk memisahkan atau mengendapkan koagulum. Air yang dialirkan ke *clarifier* akan diaduk dengan alat pengaduk. Air keluar dari *clarifier* dari tepi luapan, dan lumpur yang

terbentuk akan mengendap karena adanya gaya gravitasi yang selanjutnya akan dibuang secara berskala sesuai waktu yang telah ditentukan.

3. Penyaringan

Setelah keluar dari *clarifier*, air kemudian dialirkan kedalam bak penyaring pasir untuk menyaring partikel-partikel halus yang masih terikut atau masih didalam air tetapi belum mengendap. Saringan pasir terdiri dari antrasit, pasir dan kerikil sebagai bahan saringan. Selanjutnya air yang telah bersih dialirkan menuju bak air bersih, yang kemudian air disalurkan menuju menara air dan unit demineralisasi. Karena dipakai secara terus menerus kapasitas penyaring pasir akan bickering,

4. Demineralisasi

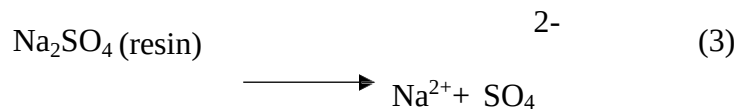
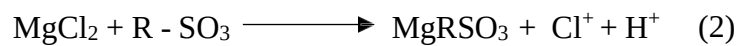
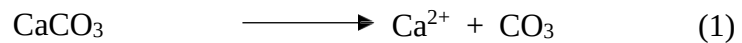
Untuk memenuhi kebutuhan air umpan *boiler* atau *steam*, diperlukan air murni yang memenuhi persyaratan bebas garam. Proses demineralisasi bertujuan untuk menghilangkan ion-ion pada air hasil *filter* sehingga konduktivitasnya kurang dari 0,3 ohm dan kandungan silika kurang dari 0,02 ppm. Adapun tahap - tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

a. *Cation Exchanger*

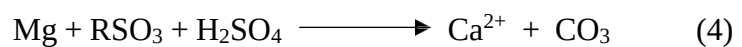
Cation exchanger berisi resin pengganti kation

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.



b. *Anion Exchanger*

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



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



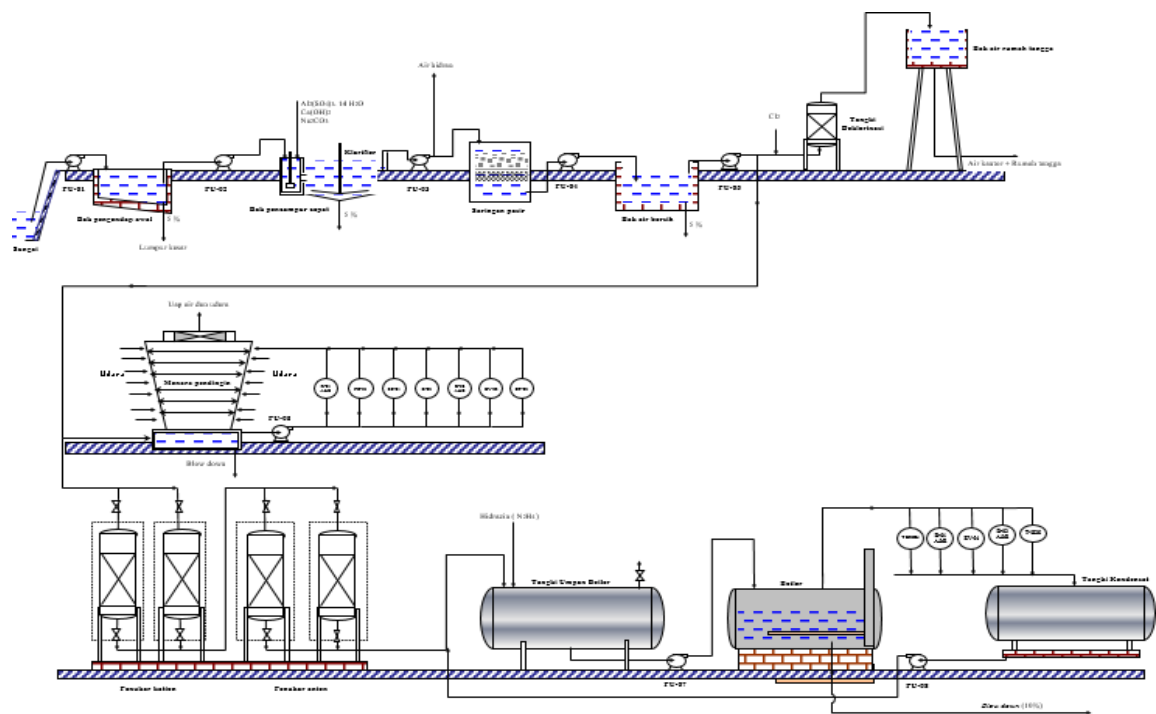
c. Deaerasi

Deaerasi atau Dekontaminasi adalah proses pelepasan air umpan *boiler* dari oksigen (O_2). Pompa air deionisasi (*polishing water*) kedalam deaerator, dan injeksi hydrazine (N_2H_4) untuk menggabungkan oksigen yang terkandung di dalam air untuk mencegah kerak pada tabung *boiler*.

Reaksi



Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*). Proses pengolahan air di tunjukkan pada Gambar 5.1



Gambar 5.1 Pengolahan Air

5.1.3 Kebutuhan Air

Kebutuhan pada pabrik Asam Salisilat diantaranya sebagai berikut

1. Kebutuhan Air Pendingin

Tabel 5.1 Kebutuhan Air Pendingin 1

Alat	Kode alat	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
Cooler	C-01	1356149,478
Total		1356149,478

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh jumlah *make up* air sebesar 22132,35947 kg/jam

2. Kebutuhan Air Untuk Steam

Tabel 5.2 kebutuhan Air Untuk Steam

Alat	Kode alat	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
Heater	HE-01	2200,764267
Heater	HE-02	24227,666
Total		26478,43027

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh kebutuhan air untuk *steam* sebesar 3177,411632 kg/jam. Serta kebutuhan air *make up* pada *steam* sebesar 5719,3409 kg/jam.

3. Kebutuhan Air Domestik dan *Service Water*

Tabel 5.3 Kebutuhan Air Domestik

Jenis	Kebutuhan Air (Kg/Jam)
Kantor	570,2878465
Rumah	7812,50
<i>Service water</i>	250,00
Total	38.632,787846

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh kebutuhan air domestik sebesar 38.632,787846 kg/jam dan *service water* sebesar 250,00 kg/jam.

5.2 Unit Pembangkit *Steam*

Steam yang diproduksi pada pabrik asam salisilat ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada *heat exchanger* dan *rotary dryer*. Untuk memenuhi kebutuhan *steam* digunakan *boiler*. Jenis *steam* yang digunakan pada pabrik asam salisilat ini yaitu *saturated steam* dengan suhu *steam* adalah 250°C.

5.3 Unit Pembangkit Listrik

Kebutuhan listrik pada pabrik asam salisilat diperoleh dari PLN dan generator dieseil. Generator digunakan sebagai tenaga dalam apabila PLN mengalami gangguan atau masalah. Kebutuhan listrik untuk ditampilkan pada tabel berikut.

Tabel 5.4 Kebutuhan Listrik Pompa Proses

Alat	Kode Alat	Daya
		Hp
Pompa	P-01	1,5
Pompa	P-02	7,5
Pompa	P-03	1,5
Pompa	P-04	2,00
Pompa	P-05	1,50
Pompa	P-06	0,17
Pompa	P-07	0,17
Pompa	P-08	7,50
Pompa	P-09	2,00
Pompa	P-10	2,00
Pompa	P-11	0,75
Pompa	P-12	5,00
Pompa	P-13	1,50
Total		33,083

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh kebutuhan listrik pompa proses sebesar 33,083 kW.

Tabel 5.5 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Alat	Kode Alat	Daya
		Hp
Reaktor	R-01	15,00
Rotary Dryer	RD-01	5,876
Reaktor	R-01	10,00
Rotary Drum Vacuum Filter	F-01	08,00
Mixer	M-01	15,00
Mixer	M-02	15,00
Rotary Drum Vacuum filter	F-02	25,00
Rotary Dryer	RD-02	5,88
Screw Conveyor	SC-01	1,27
Screw Conveyor	SC-02	1,69
Screw Conveyyor	SC-03	1,27
Screw Conveyyor	SC-04	1,69
Screw Conveyyor	SC-05	0,85
Total		99,40

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh kebutuhan listrik pompa alat sebesar 99,40 kW.

Tabel 5.6 Kebutuhan Listrik Pompa Utilitas

Alat	Kode Alat	Daya
		Hp
Pompa	PU-01	0,05
Pompa	PU-02	0,05

Pompa	PU-03	0,05
Pompa	PU-04	0,08
Pompa	PU-05	2,00
Pompa	PU-06	0,08
Pompa	PU-07	1,50
Pompa	PU-08	1,50
Total		5,32

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh kebutuhan listrik pompa alat sebesar 5,32 kW.

Tabel 5.7 Kebutuhan Listrik Lain-lain

Jenis	Daya
	Hp
Fasilitas Penerangan	45,932
Utilitas	34,449
Instrumen Pabrik	4,023
AC dan Perkantoran	20,115
Total	104,52066

Berdasarkan hasil perhitungan diperoleh kebutuhan listrik untuk kebutuhan lain-lain sebesar 104,520 kW. Sehingga total kebutuhan listrik mencapai 1806,97 kW.

5.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar digunakan untuk keperluan pembakaran pada *boiler* dan diesel untuk generator pembangkit listrik. Unit penyediaan bahan bakar mempunyai tugas untuk memenuhi kebutuhan tersebut. Pemilihan bahan

bakar cair didasarkan pada alasan :

1. Mudah didapat.
2. Mudah dalam penyimpanan.
3. Keseimbangan terjamin.

Jenis bahan bakar yang digunakan yaitu solar. Solar diperoleh dari Pertamina atau dari distributor lainnya. Pemilihan solar didasarkan pada alasan:

1. Viskositas rendah.
2. Mudah dalam penyimpanan.
3. Memiliki heating value yang besar.
4. Dapat digunakan untuk mesin dengan kecepatan tinggi.

Bahan bakar solar yang digunakan pada pabrik asam salisilat sulfida mempunyai spesifikasi sebagai berikut:

Heating value = 19.676,00 Btu/lb

Efisiensi Bahan Bakar = 80%

Densitas = 53,52 lb/ft³

Diketahui kapasitas *boiler* sebesar 109.843.801,82 Kj/jam.

Sehingga berdasarkan hasil perhitungan diperoleh jumlah kebutuhan bahan bakar sebesar 3000,111 kg/jam.

BAB VI

ANALISIS EKONOMI

Dalam pra-rancangan pabrik asam salisilat, dilakukan analisis ekonomi untuk menilai kelayakan pendirian pabrik. Analisis ini meliputi penilaian mengenai total investasi yang diperlukan, potensi keuntungan yang dapat diraih, durasi pengembalian modal investasi, titik impas, serta parameter ekonomi lainnya. Beberapa faktor yang diperhatikan dalam evaluasi ekonomi suatu pabrik meliputi (Aries dan Newton, 1995):

- a. *Return On Investment (ROI)*
- b. *Pay Out Time (POT)*
- c. *Discounted Cash Flow (DCF)*
- d. *Break Event Point (BEP)*
- e. *Shut Down Point (SDP)*

Sebelum pabrik didirikan diperlukan analisis ekonomi, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal antara lain:

1. Penentuan Modal Industri (*Total Capital Investment*) terdiri dari :
 - a. Modal tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal kerja (*Working Capital Investment*)
2. Penentuan Biaya Produksi Total (*Total Production Cost*) terdiri dari :
 - a. Biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*)
 - b. Biaya pengeluaran umum (*General Expenses*)
 - c. Pendapatan modal.

Perlu juga dilakukan perkiraan terhadap beberapa hal untuk mengetahui

titik impas dari pendirian pabrik. Hal-hal tersebut antara lain :

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

6.1 Penaksiran Harga Peralatan

Harga peralatan akan terus berubah setiap tahun tergantung pada kondisi ekonomi yang memengaruhi. Oleh karena itu, penting untuk menggunakan metode yang dapat memperkirakan harga peralatan pada tahun pabrik didirikan, serta mengetahui indeks harga peralatan pada tahun tersebut. Indeks harga untuk tahun 2029 diproyeksikan dengan pendekatan garis linier menggunakan data indeks harga dari tahun 1987 hingga 2015.

Tabel 6.1 Indeks Harga

Tahun (X)	Index (Y)
1963	102,40
1964	103,30
1965	104,20
1966	107,20
1967	109,70
1968	113,70
1969	119,00
1970	125,70
1971	132,30

Tahun (X)	Index (Y)
1972	137,20
1973	144,10
1974	165,40
1975	182,40
1976	192,10
1977	204,10
1978	218,80
1979	238,70
1980	261,20
1981	297,00
1982	314,00
1983	317,00
1984	322,70
1985	325,30
1986	318,40
1987	323,80
1988	342,50
1989	355,40
1990	357,60
1991	361,30
1992	358,20

Tahun (X)	Index (Y)
1993	359,20
1994	368,10
1995	381,10
1996	381,70
1997	386,50
1998	389,50
1999	390,60
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60
2003	402,00
2004	444,20
2005	468,20
2006	499,60
2007	525,40
2008	575,40
2009	521,40
2010	550,80
2011	585,70
2012	584,60
2013	567,30

Tahun (X)	Index (Y)
2014	576,10
2015	556,80

Sumber: www.chemengonline.com/pci

Penentuan indeks harga dilakukan menggunakan persamaan yang telah diperoleh, yaitu $y = 9,62x + 18808$. Berdasarkan persamaan ini, estimasi indeks harga untuk tahun perancangan disajikan dalam Tabel 6.2.

Tabel 6.2 Harga Indeks Pada Tahun Perancangan

Tahun (X)	Index (Y)
2016	589,1456
2017	598,7672
2018	608,3888
2019	618,0104
2020	627,632
2021	637,2536
2022	646,8752
2023	656,4968
2024	666,1184
2025	675,74
2026	685,3616
2027	694,9832
2028	704,6048

Tahun (X)	Index (Y)
2029	714,2264
2030	723,848

Pada perencanaan, pabrik akan didirikan pada tahun 2029. Indeks harga pada tahun 2029 adalah 714,2264. Sedangkan indeks harga pada tahun 2014 (dijadikan sebagai acuan tahun referensi peralatan) adalah 576,10.

Harga peralatan pada tahun 2029 dapat dicari dengan persamaan sebagai berikut (Aries dan Newton, 1995):

$$EX = \frac{NX}{NY} EY \quad (1)$$

Keterangan:

EX = Harga tahun pembelian

EY = Hara tahun referensi

NX = Indeks harga pada tahun pembelian

NY = Indeks harga pada tahun referensi

6.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi = 55.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik = 10 tahun

Tahun pendirian pabrik = 2029

Upah buruh asing = US\$ 20/man hour

Upah buruh Indonesia = Rp 25.000/man hour

Kurs dollar = Rp 15.406

6.3 Perhitungan Biaya

6.3.1 Total Capital Investment

Total Capital Investment adalah total biaya pengeluaran yang digunakan untuk mendirikan fasilitas, penunjang dan operasi pabrik. Total capital investment terdiri dari:

1. *Fixed Capital Investment*, yaitu total biaya yang dikeluarkan untuk mendirikan pabrik yang meliputi: Purchased Equipment Cost, Equipment Installation, Piping, Instrumentation, Insulation, Electrical, Building, Land and Yard Improvement, Utility, Engineering Cost, Construction Cost, Contractor fee, Contingency.
2. *Working Capital*, yaitu total biaya yang dikeluarkan untuk menjalankan kegiatan operasi dari suatu pabrik selama waktu tertentu atau yang ditentukan, yang meliputi: Raw Material Inventory, In Process Inventory, Product Inventory, Extended Credit, Available Cash.

6.3.2 Manufacturing Cost

Manufacturing cost adalah jumlah direct, indirect, dan fixed manufacturing cost yang terikat dalam proses pembuatan suatu produk. Menurut (Aries dan Newton, 1995), Manufacturing cost meliputi:

1. *Direct Manufacturing Cost* (DMC), yaitu total biaya yang dikeluarkan berkaitan khusus dalam pembuatan suatu produk, yang meliputi : Raw material, Tenaga kerja, Supervisor, Maintenance

cost, Plant supplies, Royalties and Patent, Utilities.

2. *Indirect Manufacturing Cost*, yaitu total biaya yang dikeluarkan sebagai akibat tidak langsung karena operasional atau berjalannya pabrik, yang meliputi: Payroll overhead, Laboratory, Plant overhead, Packaging, Shipping

3. *Fixed Manufacturing Cost*, yaitu total biaya tertentu yang selalu dikeluarkan baik pada saat beroperasi maupun tidak beroperasi atau pengeluaran yang memiliki sifat tetap, tidak tergantung pada waktu maupun tingkat jumlah produksi, yang meliputi: Depresiasi, Property tax, Insurance.

6.3.3 General Expense

General Expense adalah pengeluaran umum meliputi pengeluaran-pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi-fungsi perusahaan yang tidak termasuk dalam manufacturing cost meliputi: Administration, Sales expense, Research, dan Finance.

6.4 Analisa Kelayakan

Analisa kelayakan bertujuan untuk mengetahui kelayakan dari suatu pabrik yang akan didirikan. Evaluasi kelayakan tersebut diantaranya lain :

6.4.1 Return Of Investment (ROI)

Return on Investment (ROI) atau *Return on Assets (ROA)* merupakan ukuran kemampuan perusahaan dalam menghasilkan keuntungan dari aset yang digunakan. Dengan memahami rasio ini, kita dapat menilai efisiensi perusahaan dalam memanfaatkan aktivitas

operasionalnya. ROI adalah rasio profitabilitas yang dirancang untuk mengukur seberapa efektif perusahaan menggunakan total dana yang diinvestasikan dalam aset untuk menghasilkan laba. Oleh karena itu, *Return On Investment* (ROI menghubungkan keuntungan dari operasi perusahaan dengan total investasi atau aset yang digunakan untuk menghasilkan keuntungan tersebut (Dewi dan Brata, 2020).

Return On Investment (ROI) dinyatakan dalam persentase (%) terhadap modal yang tetap. Batasan minimum ROI sebelum pajak untuk Industri Kimia adalah untuk low risk yaitu 11% dan high risk yaitu 44% (Aries dan Newton, 1995). *Return On Investment* (ROI) dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$ROI = \frac{\text{Profit}}{\text{FCL}} 100\% \quad (2)$$

Keterangan

ROI = *Return On Investment*

Profit = *Salis Price – Total Product Cost*

FCL = *Fixed Capital Investment*

6.4.2 Pay Out Time (POT)

Pay Out Time (POT) adalah periode tahunan yang diperlukan untuk mengembalikan modal investasi dari laba, setelah memperhitungkan penyusutan, atau waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan investasi tersebut (Faranika dan Dewi, 2023).

Batasan maksimum *Pay Out Time* (POT) setelah pajak untuk skala industri kimia low risk yaitu 5 tahun dan high risk yaitu 2 tahun (Aries dan

Newton, 1995). *Pay Out Time* (POT) dapat di tentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$POT = \frac{FCL}{Profit+Depresiasi} 100\% \quad (3)$$

Keterangan:

POT = *Pay Out Time*

Profit = *Sales Price – Total Product Cost*

FCL = *Fixed Capital Investment*

6.4.3 Break Even Point (BEP)

Break Even Point (BEP) adalah titik di mana perusahaan tidak mengalami keuntungan maupun kerugian. BEP sangat penting dalam pengambilan keputusan terkait peluncuran atau pengembangan produk, serta penutupan anak perusahaan yang tidak menguntungkan. Dengan kata lain, sebuah usaha dianggap mencapai titik impas jika total pendapatan sama dengan total biaya, atau jika laba kontribusi hanya cukup untuk menutupi biaya tetap (Maruta, 2018).

Sebuah pabrik akan mengalami kerugian jika beroperasi di bawah standar *Break Even Point* (BEP) dan akan meraih keuntungan jika beroperasi di atas *Break Even Point* (BEP). Umumnya, harga *Break Even Point* (BEP) berkisar antara 40-60% dari kapasitas (Aries dan Newton, 1995). BEP dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan berikut:

$$BEP = \frac{Fa + (0,3 \times Ra)}{Sa - Va - (0,7 \times FCL)} 100\% \quad (4)$$

Keterangan:

BEP = *Break Event Point*

FCL = *Fixed Capital Investment*

Fa = *Fixed manufacturing cost*

Ra = *Regulated cost*

Va = *Variabel cost*

Sa = *Sales price*

6.4.4 Shut Down Point (SDP)

Shut Down Point (SDP) adalah informasi mengenai tingkat pendapatan penjualan di mana sebuah usaha secara ekonomi tidak layak untuk dilanjutkan. Usaha dianggap tidak layak jika pendapatan penjualannya tidak cukup untuk menutupi biaya tunai. Oleh karena itu, manajemen perlu mengetahui informasi tentang *Shut Down Point* (SDP). Dari perspektif biaya, keputusan untuk menutup usaha diambil dengan mempertimbangkan pendapatan penjualan dibandingkan dengan biaya tunai (*cash costs* atau *out of pocket costs*) (Normal, 2015). Shut Down Point (SDP) dapat di tentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$SDP = \frac{(0,3 \times Ra)}{Sa - Va - (0,7 \times Ra)} 100\% \quad (5)$$

Keterangan

SDP = *Shut Down Point*

Ra = *Regulated cost*

Va = *Variabel cost*

Sa = *Sales price*

6.4.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Evaluasi ekonomi dari keuntungan pabrik dilakukan melalui

metode *Discounted Cash Flow*, yang mempertimbangkan nilai uang setiap tahun berdasarkan investasi yang tidak dikembalikan pada akhir tahun selama umur pabrik (*present value*) (Aries dan Newton, 1995). *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) dapat dihitung menggunakan persamaan berikut:

$$(FC + WC)(1 + i)^n = CF [(1 + i)^n - 1 + (1 + i)^{n-2} + (1 + i)^{n-3} + \dots + (1 + i)^0] + SV + WC \quad (6)$$

Keterangan

FC = *Fixed Capital*

WC = *Working Capital*

SV = *Salvage Value*

CF = *Annual Cash Flow*

n = Umur pabrik

6.5 Hasil Perhitungan

Dari hasil perhitungan diperoleh data sebagai berikut:

Tabel 6.3 *Physical Plant Cost (PPC)*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Purchased equipment cost (PEC)</i>	91.982.759.614	5.970.580
<i>Delivered Equipment Cost (DEC)</i>	22.995.689.904	1.492.645
Biaya Pemasangan	10.118.103.558	656.764
Piping Cost (biaya pemipaan)	22.133.269.437	1.436.666
<i>Instruentation Cost</i> (Biaya Instrumentasi)	29.164.512.768	1.893.062
<i>Insulation Cost</i> (Biaya Isolasi)	4.052.949.298	263.076

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Electrical Cost</i> (Biaya Listrik)	13.797.413.942	895.587
<i>Building Cost</i> (Biaya Bangunan)	91.134.000.000	5.915.487
<i>Land & Yard Improvement</i>	96.036.000.000	6.233.675
Total	381.414.698.520	24.757.542

Tabel 6.4 *Direct Plant Cost (DPC)*

Jenis	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Engineering and Contruktion</i>	77.938.576.836	5.058.976
DPC (<i>direct plant cost</i>)	467.631.461.015	30.353.853
Total	545.570.037.851	35.412.829

Tabel 6.5 *Fixed Capital Investment (FCI)*

<i>Fixed Capital</i>	Biaya (Rp)	Biaya, \$
Direct Plant Cost	467.631.461.015	30.353.853
Cotractor's fee	46.763.146.102	3.035.385
Contingency	46.763.146.102	3.035.385
Total	561.157.753.218	36.424.624

Tabel 6.6 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Raw Material	3.291.497.941.810	213.650.392
Labor	3.295.558.237.680	213.913.945

<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
Supervision	494.333.735.652	32.087.092
Maintenance	11.223.155.064	728.492
Plant Supplies	1.683.473.260	109.274
Royalty and Patents	847.330.000.000	55.000.000
Utilities	169.466.000.000	11.000.000
Total	8.111.092.543.466	526.489.195

Tabel 6.7 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Payroll Overhead</i>	494.333.735.652	32.087.092
<i>Laboratory</i>	329.555.823.768	21.391.395
<i>Plant Overhead</i>	2.306.890.766.376	149.739.762
<i>Packaging and Shipping</i>	847.330.000.000	55.000.000
Total	3.978.110.325.796	258.218.248

Tabel 6.8 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Depreciation</i>	56.115.775.322	3.642.462
<i>Property taxes</i>	11.223.155.064	728.492
<i>Insurance</i>	5.611.577.532	364.246
Total	72.950.507.918	4.735.201

Tabel 6.9 *Total Manufacturing Cost (MC)*

Tipe of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i>	8.111.092.543.466	526.489.195
<i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i>	3.978.110.325.796	258.218.248
<i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i>	72.950.507.918	4.735.201
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	12.162.153.377.181	789.442.644

Tabel 6.10 *Working Capital (WC)*

<i>Working Capital (WC)</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Raw Material Inventory</i>	299.227.085.619	19.422.763
<i>Inproses Onventory</i>	552.825.153.508	35.883.757
<i>Product Inventory</i>	1.105.650.307.016	71.767.513
<i>Extended Credit</i>	1.540.600.000.000	100.000.000
<i>Available Cash</i>	1.105.650.307.016	71.767.513
Total	4.603.952.853.160	298.841.546

Tabel 6.11 *General Expenses (GE)*

<i>General Expenses(GE)</i>	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Administration</i>	243.243.067.544	15.788.853
<i>Sales Expense</i>	1.824.323.006.577	118.416.397

<i>Research</i>	486.486.135.087	31.577.706
<i>Finance</i>	154.953.318.191	10.057.985
Total	2.709.005.527.399	175.840.940

Tabel 6.12 *Total Production Cost (TPC)*

Type of Expenses	Biaya (Rp)	Biaya (\$)
<i>Manufacturing Cost (MC)</i>	12.162.153.377.181	789.442.644
<i>General Expenses(GE)</i>	2.709.005.527.399	175.840.940
<i>Total Production Cost (TPC)</i>	14.871.158.904.580	965.283.585

6.6 Analisa Keuntungan

1. Keuntungan sebelum pajak

Total penjualan = Rp 16.946.600.000.000

Total Production Cost = Rp 14.871.158.904.580

Keuntungan = Rp 2.075.441.095.420

2. Keuntungan setelah pajak

Pajak = 20%

Keuntungan = 1.660.352.876.336

6.7 Analisa Kelayakan

6.7.1 Return Of Investment (ROI)

Berdasarkan persamaan 2 dapat dihitung ROI sebagai berikut:

ROI sebelum pajak = 36,98%

ROI setelah pajak = 29,59%

Dengan ini pabrik dikatakan risiko rendah karena ROI sebelum pajak dibawah maksimal 44%

6.7.2 Pay Out Time (POT)

Berdasarkan persamaan 3 dapat dihitungkan BEP sebagai berikut:

POT sebelum paja = 2,3 tahun

POT setelah pajak = 1,3 tahun

6.7.3 Break Even Point (BEP)

Diketahui:

Fa = Rp 72.950.507.918

Ra = Rp 9.642.584.454.852

Va = Rp 5.155.623.941.810

Sa = Rp 16.946.600.000.000

Berdasarkan persamaan 4 dapat dihitungkan BEP sebesar: 58,83%

6.7.4 Shut Down Point (SDP)

Berdasarkan persamaan 5 dapat dihitungkan SDP sebesar: 48,17%

6.7.5 Discounted Cash Flow Rate of Return (DCFRR)

Umur pabrik = 10 tahun

Salvage value (SV) = Rp 56.115.775.321,84

Working Capital = Rp 4.603.952.853.160

Fixed Capital Investement =Rp 561.157.753.218

Cash Flow = Annual Profit + Depresiasi + Finance

Cash Flow = Rp 1.871.421.969.849

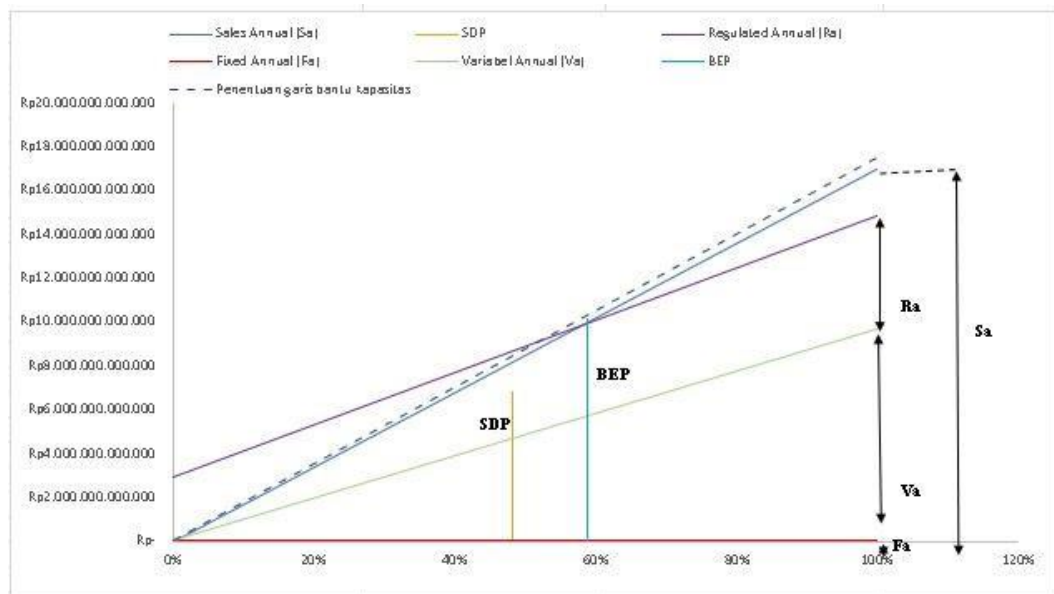
Berdasarkan persamaan 6, discounted cash flow dihitung secara

trial & error.

Dengan cara trial & error diperoleh nilai $i = 19,20\%$

Berikut korelasi kapasitas produksi terhadap biaya ditunjukkan pada

Gambar 6.1



Grafik 6.1 Korelasi Kapasitas Produksi Terhadap Biaya

BAB VII

PENUTUP

7.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil prarancangan pabrik asam salisilat dari fenol dan karbon dioksida kapasitas 55.000 ton/tahun, maka diperoleh beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Pendirian pabrik asam salisilat dari fenol dan karbon dioksida bertujuan untuk memenuhi kebutuhan asam salisilat, mengurangi ketergantungan pada impor, serta mendorong pertumbuhan ekonomi.
2. Asam salisilat diproduksi dari bahan baku utama fenol dan karbon dioksida dengan melalui proses *Kolbe-Schmitt*
3. Pabrik didirikan di Desa Karanganyar, Kecamatan Pasekan, Kabupaten Indramayu, Provinsi Jawa Barat dengan beberapa pertimbangan antara lain ketersediaan bahan baku, utilitas, pemasaran produk, dan transportasi.
4. Berdasarkan evaluasi ekonomi pendirian pabrik asam salisilat dari fenol dan karbon dioksida diperoleh hasil sebagai berikut

Keuntungan sebelum pajak	= Rp 2.075.441.095.420
Keuntungan setelah pajak	= 1.660.352.876.336
<i>Return of investment</i> sebelum pajak	= 36,98%
<i>Return of investment</i> setelah pajak	= 29,59%
<i>Pay out time</i> sebelum pajak	= 2,3 tahun
<i>Pay out time</i> setelah pajak	= 1,3 tahun
<i>Break even point</i>	= 58,83%

Shut Down Point = 48,17%

Discounted Cash Flow Rate of Return = 19,20%

5. Prarancangan pabrik asam salisilat dari fenol dan karbon dioksida kapasitas 55.000 ton/tahun ini tergolong sebagai pabrik dengan resiko rendah berdasarkan tinjauan proses, sifat-sifat bahan baku dan produk, serta asal bahan baku, dan kondisi operasi.
6. Dari hasil analisis ekonomi di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik asam salisilat dari fenol dan karbon dioksida dengan kapasitas 55.000 ton/tahun ini layak untuk didirikan.

7.2 Saran

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

Badan Pusat Statistik (BPS) (2022). Diakses pada 15 Maret 2024 dari

<https://www.bps.go.id/id/exim>

Bernauer, U., Bodin, L., Chaudhry, Q., Coenraads, PJ, Dusinska, M., Ezendam, J., ... & Von Goetz, N. (2023). Pendapat SCCS tentang asam salisilat (CAS No. 69-72-7, EC No. 200-712-3)-SCCS/1646/22–Pendapat Akhir.

Brown, T., & Feringa, B. (2015). Industrial Applications of Salicylic Acid Synthesis in Modern Chemical Engineering. Springer.

Brownell, L.E and Young, E.H., “Equipment Design”, John Willey & Sons, inc., New York, 1959.

Damayanti, “Prarancangan Pabrik Asam salisilat dari Fenol dan Sodium Hidroksida dengan Kapasitas 40.000 Ton/Tahun”, Skripsi, tidak diterbitkan, Universitas Lampung, 2015.

Green Chemistry in Industry: Penggunaan karbon dioksida sebagai bahan baku kimia dalam proses industri.

<http://www.alibaba.com/product-detail>, diakses tanggal 28 Oktober 2024

https://money.kompas.com/read/2024/01/20/140119626/info-gaji-umr-indramayu-2024-dan-daerah-lain-di-ciayumajakuning#google_vignette
diakses pada tanggal 16 Oktober 2024

<https://www.matche.com/> 28 Oktober 2024

I. A. Pearce and T. S. Stevens, Organic Synthesis via the Kolbe-Schmitt Reaction, J. Chem. Soc., Perkin Trans, Brown, T., & Feringa, B. (2015). Industrial Applications of Salicylic Acid Synthesis in Modern Chemical Engineering. Springer.

Industrial Applications of Salicylic Acid: Penerapan asam salisilat di industri farmasi dan kosmetik(Volza Trade).

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.

Kern, D. Q., “Process Heat Transfer”, Mc Graw Hill Book Company, Japan, 1965

- Kolbe-Schmitt Process: Proses karboksilasi fenol dalam produksi asam salisilat (Volza Trade)
- McMurry, J. (2018). *Organic Chemistry: Principles and Mechanisms*. Cengage Learning.
- McMurry, J. (2018). *Organic Chemistry: Principles and Mechanisms*. Cengage Learning.
- Patel, R., & Agarwal, A. (2020). "Sustainable Practices in Chemical Manufacturing," *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 8(4), 1041-1056.
- Patel, R., & Agarwal, A. (2020). "Sustainable Practices in Chemical Manufacturing," *Journal of Environmental Chemical Engineering*, 8(4), 1041-1056.
- Perry, R. H., and Green, D. W., "Perry's Chemical Engineer's Handbook", 6 ed., McGraw 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.
- Smith, M. B., & March, J. (2007). *Advanced Organic Chemistry: Reactions, Mechanisms, and Structure*. Wiley-Interscience.
- Smith, M. B., & March, J. (2007). *Advanced Organic Chemistry: Reactions, Mechanisms, and Structure*. Wiley-Interscience.
- T. L. Brown, "Chemistry: The Central Science," 2018. Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry: Salicylic Acid. Kolbe-Schmitt process on PubChem.
- W. H. Freeman, "Organic Chemistry," 2019.
- Walas, S.M., "Chemical Process Equipment", Butterworth Series in Chemical Engineering, 1988.
- Word, G. S., & Pictograms, W. G. H. (2017). 1 PRODUCT & COMPANY IDENTIFICATION. *Health*, 1(1), 0.
- WORD, S., & Statements, SH (2015). LEMBAR DATA KESELAMATAN.
- 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.

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

LAMPIRAN A

REAKTOR 01

Fungsi = Mereaksikan fenol dengan larutan natrium hidroksida menjadi *sodium phenolate*.

Fase = Cair – Padat

Tipe = Reaktor Tangki Berpengaduk dengan Pendingin Jacket

Bahan = *Stainless steel* tipe 316

Jumlah = 1 Buah

Kondisi Operasi = $T = 130\text{ }^{\circ}\text{C}$

$P = 1\text{ atm}$

1. Penentuan spesifikasi reaktor

a. Neraca Massa

Tabel A.1 Neraca Massa

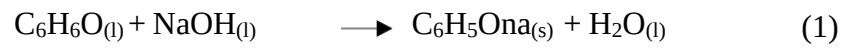
Komponen	Input (Kg/jam)		Output(Kg/jam)
	Arus 1	Arus 2	Arus 3
C ₆ H ₆ O	9846,38	-	-
NaOH	-	4189,95	-
H ₂ O	-	4189,95	6075,43
C ₆ H ₅ Ona	-	-	12150,86
Total	14036,33	4189,95	18226,28
	18226,28		

Densitas Campuran : 1253,732kg/m³

Laju Alir Volumetrik : 14,537 m³/jam

14.537,61 liter/jam

Reaksi yang terjadi :



b. Konsentrasi umpan mula-mula

- Konsentrasi C₆H₆O

$$C_{ao} = \frac{na}{Fv}$$

$$Na = 1,06$$

$$C_{ao} = 0,073 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi NaOH

$$C_{bo} = \frac{nb}{FV}$$

$$Nb = 1,06$$

$$C_{bo} = 0,073 \text{ mol/l}$$

- Konsentrasi umpan $C_6H_6O + NaOH$

$$Ca = Cao \times (1 - X)$$

$$Cb = Cbo \times (1 - X)$$

$$Ca = 0,000 \text{ mol/l}$$

$$Cb = 0,00 \text{ mol/l}$$

- a. Waktu tinggal di reaktor

$$r = v/Q$$

$$r = 58,12/14,53$$

$$r = 3,997 \text{ jam}$$

$$r = 239,87 \text{ menit}$$

- b. Volume reaktor

$$V = Fv \times r$$

$$V = 58,12 \text{ liter}$$

$$V = 0,05812 \text{ m}^3$$

- Menentukan bentuk dan ukuran reactor

Bentuk : Reaktor Tangki Berpengaduk

Bahan : *Stainless Steel tipe 316*

- Menentukan diameter dan tinggi tangki

Perbandingan diameter dan tinggi tangki 2:1

H:D (Brownel and Young, 1959)

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

$$D = 3,33 \text{ m}$$

$$H = 6,66 \text{ m}$$

$$\text{Dengan Volume} = 58,150 \text{ m}^3 = 15.361,72 \text{ gallons}$$

Berdasarkan buku Pressure Vessel: The ASME Code Simplified oleh J.Philip Ellenberger Table A.1, volume shell standar yaitu sebesar 16.074 gallon dengan ukuran *inner diameter* (ID) 144 in.

- Menentukan tekanan *design*

Tekanan design dihitung menggunakan overdesign 20%

$$P_{design} = 1,2 \times P_{operasi}$$

$$P_{operasi} = P_{hidrostatik} + P_{reaksi}$$

$$P_{reaksi} = 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ psi}$$

$$P_{reaksi} = 17,64 \text{ psi}$$

- Menghitung tekanan hidrostatik

$$P_{Hidrostatik} = \rho_{Campuran} \times g \times h$$

$$\rho : \text{densitas campuran} = 1253,7328 \text{ kg/m}^3$$

$$g : \text{gravitasi} = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$h : \text{tinggi cairan} = 0,129 \text{ m}$$

$$P_{hidrostatik} = 1588,7 \text{ Pa}$$

$$0,23 \text{ psi}$$

- Menghitung tekanan operasi

$$P_{Operasi} = P_{Hidrostatik} + P_{reaksi}$$

$$P_{Operasi} = 0,23 \text{ psi} + 17,64 \text{ psi}$$

- $P \text{ Operasi} = 17,87 \text{ psi}$
- Menghitung tekanan design
- $P \text{ Design} = 1,2 \times P \text{ operasi}$
- $P \text{ Design} = 1,2 \times 17,87 \text{ psi}$
- $P \text{ Design} = 21,4444 \text{ psi} = 1,478 \text{ bar}$

c. Menentukan tebal shell

$$ts = \frac{Pdri}{fE - 0,6Pd} + C$$

Dimana :

Pd : tekanan design (psi) = 1,47

ri : Jari-jari di dalam reactor (m) = 3,33

f : Maximum allowable stress = 18750

(Brownell & Young, app. D, item 4, hal 342)

E : *Welded joint efficiency* = 80% = 0,8

(Tabel 6, Peters, hal 542)

C : *Corrosion allowance* = 0,125

Umur alat = 10 tahun

C = 0,1250 in

(Brownell & Young, tabel 3.1, hal 37)

Sehingga :

$$ts = \frac{1,47 \times 3,33}{18570 \times 0,8 - 0,6 \times 1,47} + 0,1250 \text{ in}$$

$$ts = 0,12516 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 5,7 Brownell, tebal tangka standar adalah 0,1875 in

atau 0,004 m.

- Menentukan diameter reactor

Diameter luar shell (OD)

$$OD = ID + 2ts$$

Dimana :

OD : Diameter luar, m = 3,33

ID : Diameter dalam, m = 3,04

ts : Tebal Shell, m = 0,004

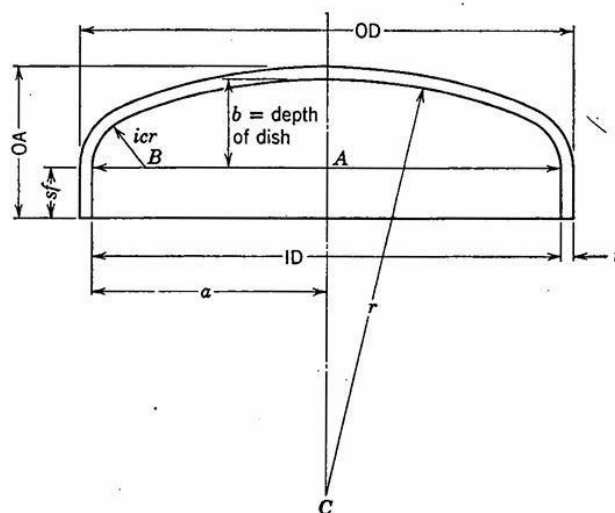
Sehingga

$$OD = 3,33 \text{ m} + 2 \times 0,004 \text{ m}$$

$$OD = 3,34 \text{ m}$$

$$OD = 131,61 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young, 1959 hal 91 diameter tangki standar (OD) adalah 132 in



Gambar A.1 Hubungan Dimensional untuk flanged and dished heads

- Standarisasi ID

$$ID = OD - 2ts$$

Dimana :

$$OD \text{ Diameter luar, in} = 132$$

$$ts : \text{Tebal Shell, m} = 0,004$$

Sehingga

$$ID = 132 \text{ in} - 2 \times 0,004 \text{ m}$$

$$ID = 131,99 \text{ in} = 3,525 \text{ m}$$

- Berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young, 1959 hal 90 diameter tangki standar (OD) = 132

Maka :

$$icr : \text{inside-corner radius, in} = 8$$

$$r : \text{jari jari, in} = 130$$

- Menghitung Tebal Head

$$w = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{rc \div icr})$$

Dimana :

W : stress intensification factor for torispherical head

$$r_c : \text{radius of crown} = r = 130 \text{ in}$$

$$r_i : \text{inside corner radius} = icr = 8 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{84 \div 5,13})$$

$$w = 1,757$$

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot w}{2fE - 0,2P} + C$$

$$th = \frac{3,43 \times 84 \times 1,72}{2 \times 18570 \times 0,8 - 0,2 \times 3,43} + 0,125$$

$$th = 0,1362 \text{ in}$$

Diambil th standar = 0,1875 (Brownell & Young, Tabel 5.6, hal 89)

Berdasarkan tabel 5.6, Brownell & Young, hal 88, untuk th 0,1875 in

Standart straight flange (Sf) = 1,5- 3,5 in (dipilih Sf = 1,5 in)

th = 0,13626 in

icr = 0,56 in

- Menghitung tinggi head

Menentukan dept of dish (inside)

$$b = rc - (\sqrt{(rc - icr)^2 - (\frac{ID}{2} - icr)^2})$$

Dimana :

rc : Radius of Dish = 144 in

icr : Inside corner radius = 10,13 in

ID : Diameter dalam head = 167,9 in

b = 32,35 in

Menentukan overall dimension (OA)

$$OA = th + b + sf$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 b : \text{Dept of dish (inside)} &= 32,350 \text{ in} \\
 th : \text{Tebal head} &= 0,1362 \text{ in} \\
 sf : \text{Straight flange} &= 1,5 \text{ in} \\
 OA &= 33,987 \text{ in} = 0,86 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka tinggi total tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki total} &= \text{tinggi head} + \text{tinggi bottom} + \text{tinggi shell} \\
 &= 0,863 \text{ m} + 0,863 \text{ m} + 8,400 \text{ m} \\
 &= 10,126 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Menghitung Volume Total Reaktor

Berdasarkan Brownel & Young, 1959 volume Elliptical Flanged and Dished Head

$$V_h = 0,000076 \times ID^3 + \frac{\pi D}{4} \left(\frac{sf}{12}\right)^2 \frac{sf}{12}$$

$$\begin{aligned}
 V_h &= 622605,66 \text{ in}^3 \\
 &= 10,2025 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$Volume \text{ Reaktor} = Volume \text{ shell} + Volume \text{ Head}$$

$$Volume \text{ Reaktor} = 78,55 \text{ m}^3$$

- Menentukan Tinggi Cairan di Shell

$$h_{shell} = \frac{V_{\text{cairan di Shell}}}{A_t}$$

$$A_t = \frac{\pi}{4} \times ID^2$$

Dimana

h Shell : Tinggi cairan di shell

At : Luas permukaan reactor, m³ = 14,29

Vshell, m³ = 58,150

Vbottom, m = 10,2025

Vc : Volume cairan di dalam reactor = 47,9

H shell, m = 3,35

- Menentukan Luas Muka Reaktor

$$A_{total} = A_{shell} + 2 \times A_{head}$$

$$A_{total} = (\pi \cdot ID \cdot H) + 2 \left(\frac{\pi}{4} \times De^2 \right)$$

Dimana De merupakan Diameter ekivalen, in

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3}cir$$

ID = 167,99 in

H = 8,400 in

OD = 168 in

Sf = 1,5 in

icr = 10,13 in

De = 181,75

Maka,

Atotal = 56292,60
= 36,3177 m²

- Merancang Impeller

Viskositas campuran dalam reaktor = 0,20 cp

Data pengaduk dari buku Brown “unit operation” page 507 Rase
1997 hal 356, bahwa

$$D_i/ID=1/3$$

$$W = D_i/5$$

$$L = D_i/4$$

$$B = D_i/12$$

$$E = D_i = 1$$

- Ukuran pengaduk

- Diameter pengaduk (D_i)

$$(D_i)=ID/3$$

$$D_i = 1,400 \text{ m}$$

- Tinggi pengaduk, W

$$W= D_i/5$$

$$W= 0,2799 \text{ m}$$

- Lebar pengaduk, L

$$L=D_i/4$$

$$L= 0,3449 \text{ m}$$

- Lebar baffle, B

$$B=ID/12$$

$$B=0,3449 \text{ m}$$

- Jumlah pengaduk dengan dasar tangki, E

$$E=1.D_i$$

$$E= 1,399 \text{ m}$$

- Tinggi Cairan, ZL

$$ZL=3,354 \text{ m}$$

- Kecepatan putar pengaduk, N

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

Dimana :

$$d: \text{Diameter pengaduk, m} = 1,40 = 4,59 \text{ ft}$$

$$ZL: \text{tinggi cairan dalam tangki, m} = 3,35 = 11,00 \text{ ft}$$

Sg: Spesific gravity

$$Sg = \rho_{\text{cairan}} / \rho_{\text{air}}$$

$$Sg=0,65$$

WELH: Water Equivalent Liquid Height, ft = 7,18

$$\text{Jumlah pengaduk} = WELH/ID = 0,521$$

Sehingga :

$$N: \text{Kecepatan putar pengaduk, rpm} = 36,77 = 0,612 \text{ rps}$$

- Menghitung power pengaduk

Dari buku brown page 508 tahun 1978

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

$$NRE = \frac{N \cdot Di^2 \rho}{\mu}$$

Dimana :

$$gc: \text{Gravitasi} = 32,1784 \text{ ft.lbm/s}^2.\text{lbf}$$

$$\rho: \text{Densitas liquid} = 78,2329 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,176 \text{ lb/ft.s}$$

$$N_{RE} = 5,73E+03$$

Dari Fig 9.12 Mc Cabe p.250 Curved (*six-blade turbine, vertical blades*) didapatkan

$$N_p = 4,5$$

$$P = 5150,5032 \text{ ft.lb/s}$$

$$= 11,01 \text{ Hp}$$

$$= 8,214 \text{ Kw}$$

- Menghitung daya motor

$$\text{Efisiensi motor} = 85 \% = 0,85 \text{ (figure 14.38 perters hal 521)}$$

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

$$\text{Daya motor} = \frac{11,016}{0,85}$$

$$\text{Daya motor} = 12,960$$

Dipilih power motor standar = 15 (standar NEMA, Rase & Barrow, 1957, p.358)

- Pemanas Jaket

Fungsi = Menjaga suhu agar tidak berubah

Media = Pemanas

Tabel A 2 Suhu Pendingin Jaket

Hot fluid		Cold fluid		diff	
C	F	C	F	C	F
130	266	25	77	130	266
130	266	45	113	35	95

$$LMTD = 202,366 \text{ F}$$

- Menghitung luas transfer panas

Untuk steam dan cold fluid UD = 5-75

Diambil UD trial = 5 Btu/ft².F.jam

(Tabel 8 kern, hal 840)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T \text{ LMTD}}$$

Dimana :

Q : Beban panas = 363525,3582 Btu/jam

$$A = \frac{363525,3582 \text{ Btu/jam}}{5 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2 \cdot \text{F} \cdot \text{jam}} \times 202,366 \text{ F}}$$

$$A = 23,9515 \text{ ft}^2$$

Sehingga jaket pemanas dapat digunakan

- Menghitung Diameter Jaket

$$ID_{jaket} = OD_{shell} - 2t_j$$

Dimana:

Jarak antar dinding lur dan dalam (Tj) dipilih = 2 in

OD = 168 in

Maka :

ID jaket = 172 in

- Menghitung tebal jaket

P operasi = 41 bar

= 594,66 psi

P design = 49,2 bar

$$r_i = 86$$

$$E = 0,85$$

$$f = 12650$$

$$c = 0,125$$

maka tebal jaket

$$T_s = 0,519 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell, Tabel 5.6 tebal standar yaitu 0,3750 in

$$\text{OD Jaket} = 172,875 \text{ in}$$

$$\text{OD jaket standar} = 180 \text{ in}$$

$$\text{ID jaket} = 179,12 \text{ in}$$

$$= 14,927 \text{ ft}$$

- Desain Head Jaket

1. Menghitung tebal head minimum

$$w = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{rc \div icr})$$

Diketahui ukuran standar (Brownell, Tabel 5.7)

$$R_c = 170 \text{ in}$$

$$I_{cr} = 11 \text{ in}$$

Maka

$$W = 1,732 \text{ in}$$

2. Menentukan tebal head

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot w}{2fE - 0,2P} + C$$

$$Th = 0,799 \text{ in}$$

Maka digunakan th standar 7/8

Th standar = 0,875 in

Untuk th = 0,875 in, dari Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959 hal.93)

Direkomendasikan sf = 8 in

3. Depth of dish (b) (Brownell and Young, 1959. hal.87)

$$b = rc - (\sqrt{(rc - icr)^2 - (\frac{ID}{2} - icr)^2})$$

b = 30,035 in

4. Tinggi Head (OA)

$$OA = th + b + sf$$

OA = 38,910 in

= 0,9882 m

- Menentukan tinggi total jaket

Hcairan (ZL) = 132,08 in

$$H_{total} = OA + ZL$$

Htotal = 170,988 in

= 4,34 m

- Menghitung Luas Permukaan Transfer Panas Jaket

Volume panas = Luas selimut x Tebal jaket

Brownell & Young, Pers 5.12, P88

OD = 180 in

Sf = 8 in

Icr = 11 in

$$De = 207,619 \text{ in}$$

$$= 5,273 \text{ m}$$

$$A_{\text{total Jacket}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{head}}$$

$$A_{\text{shell}} = 96642,233 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{head}} = 67675,900 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{total}} = 164318,1339 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas yang dialiri Hot/cold fluida} = 164318,1339 \text{ m}^2$$

- Menghitung h_i

Berdasarkan persamaan 20.1 Kern, 1965

Diketahui

$$D_i = 0,07063 \text{ ft}$$

$$\rho = 1,253 \text{ g/ml}$$

$$= 78,268 \text{ lb/ft}^3$$

$$C_p = 0,799 \text{ Btu/lbF}$$

$$D_i = 0,8476 \text{ in}$$

$$N = 36,78 \text{ rpm}$$

$$= 2206,7534 \text{ rph}$$

$$k = 0,178 \text{ Btu/lbF}$$

$$\mu_w = 5,091 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\mu = 262,745 \text{ Cp}$$

$$= 635,605 \text{ lb/ft.jam}$$

maka

$$h_i = 14925528,94 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

- Menghitung h_{io}

Berdasarkan persamaan 6.5 Kern hal. 105

ID = D1 = diameter dalam reaktor (Idshell) = 172

in OD = D2 = diameter dalam jaket pemanas =
180 in Maka

$$h_{io} = h_i \frac{D_1}{D_2}$$

$H_{io} = 14262172,09 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$

- Menentukan h_o

Berdasarkan Tabel 11.7 Jacketed Vessels ditentukan:

$h_o = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$

- Menghitung *lean Overall Coefficient* (u_c) dan *designed overall coefficient* (u_d)

Berdasarkan persamaan 6.38 Kern halaman 121, maka:

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

$U_c = 99,99$

Nilai R_d yang diizinkan 0,001-0,003

Dari Kreith (hal4-185) untuk watery solution,

$R_d = 0,001 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$

Maka

$$U_d = \frac{U_c}{U_c \times U_d + 1}$$

$U_d = 90,9085 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$

- Perancangan Isolator

Bahan isolator yang dipilih adalah jenis Polyisocyanurate.

1. Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu 0°F – 900°F
2. Thermal conductivity relatif tetap pada suhu 0°F – 900°F
3. Mudah didapat

$$\text{Suhu udara } T_u = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu dinding luar isolator, } T_s = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$$

Sehingga

$$\text{Suhu film, } T_f = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$$

Koefisien perpindahan kalor h_c dapat dihitung menggunakan persamaan

$$\Delta T = T_s - T_f = 27^\circ\text{F}$$

$$\beta = 1 / T_f = 0,0088^\circ\text{F}^{-1}$$

Sifat sifat Udara di $T_f = 113^\circ\text{F}$

$$\rho_f = 1,10 \text{ kg/m}^3 = 0,068 \text{ lb/ft}^3$$

$$c_{p,f} = 1,05 \text{ kJ/kg.K} = 0,25 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\mu_f = 1,93\text{E-}05 \text{ P.a.S} = 4,67 \text{ E-}02 \text{ lb/ft.hr.kf}$$

$$k_f = 0,02 \text{ w/m.K} = 0,015 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

$$g_c = 9,8 \text{ m/s}^2 = 416692913,4 \text{ ft/hr}^2$$

Diketahui :

$$l = L = ZL + 2 (b + sf) = 208,1477 \text{ in}$$

$$Gr = \frac{l^2 \times \rho^2 \times \beta g_c \Delta}{\mu_f^2}$$

$$Pr = \frac{C_p \times f \times \mu_f}{k_f}$$

$$Gr = 1,1212683\text{E+}12$$

$$Pr = 7,3554803E-01$$

$$Raf = Gr \times Pr$$

$$Raf = 8,2474672E+11$$

$$\text{Bila } Raf : 10E+4 - 10E+9, \text{ maka } hc = 0.29 (\Delta t/2)^{0.25}$$

$$Raf : 10E+9 - 10E+12, \text{ maka } hc = 0,57 (\Delta t)^{1/3}$$

$$\text{Sehingga, } hc = 0,57 (\Delta t)^{1/3}$$

$$Hc = 0,57 \text{ Btu/hr.ftF}$$

Perpindahan Panas konveksi

$$Q_{\text{konveksi}} = hc \cdot \pi \cdot (OD + 2 \cdot X_{\text{isolasi}}) \cdot L \cdot \Delta t$$

$$hc \cdot \pi \cdot OD \cdot L \cdot \Delta t = 12570,10$$

$$hc \cdot \pi \cdot 2 \cdot L \cdot \Delta t = 1,6760E+03$$

$$X_{\text{isolasi}}$$

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

$$q_k = \frac{2\pi(T_i - t_s)}{\frac{1}{KL \ln(ID)} + \frac{1}{k_B L \ln\left(\frac{OD + 2X_{is}}{OD}\right)}}$$

Dinding jaket berupa Stainless Steel, diperoleh $k = 26 \text{ Btu/j.ft.F}$

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi, sehingga dapat dituliskan persamaan (1) sama dengan persamaan (2). Dari kedua persamaan tersebut didapatkan nilai X_{isolasi} , q_{konveksi} , dan q_{konduksi}

Dengan trial 'n error didapatkan hasil sebagai berikut :

$$X_{\text{isolasi}} = 0,43 \text{ ft} = 13,33 \text{ cm}$$

$$q_{\text{konduksi}} = 1243,586 \text{ Btu/jam}$$

$$q \text{ konveksi} = 1,3303357\text{E}+04 \text{ Btu/jam}$$

Maka tebal isolasi agar dinding isolasi $60^\circ\text{C} = 13,335 \text{ cm}$

Reaksi yang terjadi pada Reaktor-01 adalah reaksi spontan, reaksi bersifat cepat sehingga tidak menggunakan katalis. Reaksi spontan dipengaruhi entropi. dimana entropi menjadi tinggi karena adanya perubahan fase .

REAKTOR 02

Penentuan jumlah reaktor pada proses prarancangan pabrik asam salisilat sulfida ini memperhatikan harga reaktor dengan konversi reaksi asam salisilat laterit menjadi asam salisilat sulfida.

Fungsi	=	Mereaksikan sodium salisilat dengan CO ₂ untuk menghasilkan asam salisilat.
Fase	=	Cair – Padat
Tipe	=	Reaktor Tangki Berpengaduk dengan Pemanas Jaket
Bahan	=	<i>Stainless steel</i> tipe 316
Jumlah	=	1 Buah
Kondisi Operasi	=	T = 225°C P = 30 bar

2. Penentuan spesifikasi reaktor

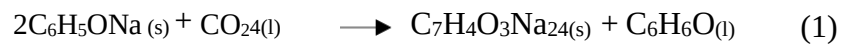
a. Neraca Massa

Tabel A 3 Neraca Massa

Komponen	Input (kg/jam)			Output((kg/jam)
	Arus 5	Arus 6	Arus 7	Arus 8
C ₆ H ₆ O	-	19692,77	-	2422,10
H ₂ O	364,53	-	-	364,53
NaOH	-	-	-	-
C ₆ H ₅ ONa	12150,86	-	-	972,07
C ₇ H ₄ O ₃ Na ₂	-	-	-	8769,57
CO ₂	-	-	13826,84	11706,72
C ₆ H ₅ CH ₃	-	-	210688,56	210688,56
Total	122515,38	19692,77	224515,40	256723,54
	256723,54			

Densitas Campuran : 173,3733kg/m³
 Laju Alir Volumetrik : 1480,75m³/jam
 1480756,207 liter/jam

Reaksi yang terjadi :



Konversi Reaktor (X) = 92%

k = 0,030730 mol/menit
 1,844 mol/jam

b. Konsentrasi umpan mula-mula

- Konsentrasi 2C₆H₅ONa

$$C_{ao} = \frac{na}{Fv}$$

Na = 0,0025mol

C_{ao} = 64,65mol/l

- Konsentrasi CO₂

$$C_{bo} = \frac{nb}{Fv}$$

Nb = 0,725

C_{bo} = 725,09mol/l

- Konsentrasi umpan $2\text{C}_6\text{H}_5\text{ONa} + \text{CO}_2$

$$Ca = Cao \times (1 - X)$$

$$Cb = Cbo \times (1 - X)$$

$$Ca = 5,17241 \text{ mol/l}$$

$$Cb = 665,61275 \text{ mol/l}$$

- e. Waktu tinggal di reaktor

$$\tau = \frac{Xn}{k.(1-Xn)}$$

$$\tau = \frac{0,92}{1.844(1-0,92)}$$

$$\tau = 6,236 \text{ jam}$$

$$\tau = 374,2190 \text{ menit}$$

- c. Volume reaktor

$$V = Fv \times r$$

$$V = 0,381 \text{ m}^3$$

- d. Menentukan bentuk dan ukuran reactor

Bentuk : Reaktor Tangki Berpengaduk

Bahan : *Stainless Steel tipe 316*

- e. Menentukan diameter dan tinggi tangki

Perbandingan diameter dan tinggi tangki 2:1

H:D (Brownel and Young, 1959)

$$H = \frac{1.Vshell}{D^2. \pi}$$

$$D = 0,786 \text{ m}$$

$$H = 1,572 \text{ m}$$

Dengan Volume = $0,381 \text{ m}^3 = 0,49 \text{ gallons}$. Berdasarkan buku Pressure Vessel: The ASME Code Simplified oleh J. Philip Ellenberger Table A.1, volume shell standar yaitu sebesar 770 gallon dengan ukuran *inner diameter* (ID) 12 in.

f. Menentukan tekanan *design*

Tekanan *design* dihitung menggunakan overdesign 20%

$$P_{\text{design}} = 1,2 \times P_{\text{operasi}}$$

$$P_{\text{operasi}} = P_{\text{hidrostatik}} + P_{\text{reaksi}}$$

$$P_{\text{reaksi}} = 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ psi}$$

$$P_{\text{reaksi}} = 17,64 \text{ psi}$$

- Menghitung tekanan hidrostatik

$$P_{\text{Hidrostatik}} = \rho_{\text{Campuran}} \times g \times h$$

$$\rho : \text{densitas campuran} = 173 \text{ kg/m}^3$$

$$g : \text{gravitasi} = 9,81 \text{ m/s}^2$$

$$h : \text{tinggi cairan} = 0,003 \text{ m}$$

$$P_{\text{hidrostatik}} = 10524 \text{ Pa}$$

$$1,526 \text{ psi}$$

- Menghitung tekanan operasi

$$P_{\text{Operasi}} = P_{\text{Hidrostatik}} + P_{\text{reaksi}}$$

$$P_{\text{Operasi}} = 1,526 \text{ psi} + 17,64 \text{ psi}$$

$$P_{\text{Operasi}} = 19,166 \text{ psi}$$

- Menghitung tekanan design

$$P_{\text{Design}} = 1,2 \times P_{\text{operasi}}$$

- $P_{Design} = 1,2 \times 41,48 \text{ psi}$
- $P_{Design} = 21,169 \text{ psi} = 1,4595 \text{ bar}$

f. Menentukan tebal shell

$$ts = \frac{Pdri}{fE - 0,6Pd} + C$$

Dimana :

P_d : tekanan design (psi) = 1,58

r_i : Jari-jari di dalam reactor (m) = 1,53

f : Maximum allowable stress = 18750

(Brownell & Young, app. D, item 4, hal 342)

E : *Welded joint efficiency* = 80% = 0,8

(Tabel 6, Peters, hal 542)

C : *Corrosion allowance* = 0,125

Umur alat = 10 tahun

C = 0,1250 in

(Brownell & Young, tabel 3.1, hal 37)

Sehingga :

$$ts = \frac{1,58 \times 1,53}{18570 \times 0,8 - 0,6 \times 1,58} + 0,1250 \text{ in}$$

$$ts = 0,125 \text{ in}$$

Bedasarkan Tabel 5,7 Brownell, tebal tangka standar adalah 0,1875 in
atau 0,004 m

g. Menentukan diameter reactor

Diameter luar shell (OD)

$$OD = ID + 2ts$$

Dimana :

OD : Diameter luar, m = 0,795

ID : Diameter dalam, m = 1,371

ts : Tebal Shell, m = 0,004

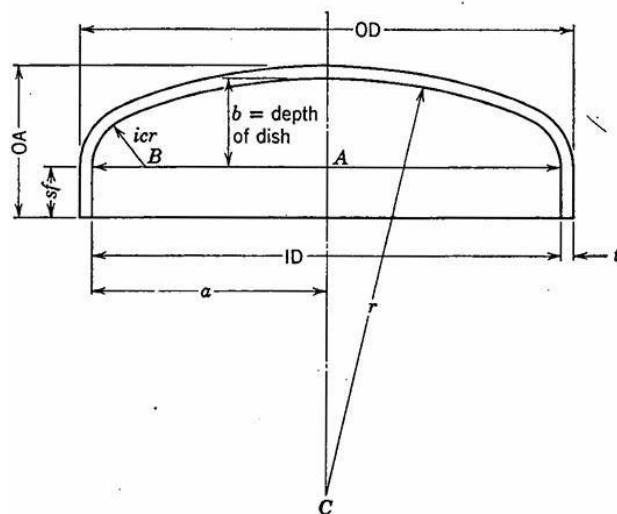
Sehingga

$$OD = 1,532 \text{ m} + 2 \times 0,004 \text{ m}$$

$$OD = 1,541 \text{ m}$$

$$OD = 31,314 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young, 1959 hal 90 diameter tangki standar (OD) adalah 32 in



Gambar A 2 Hubungan Dimensional untuk flanged and dished heads

h. Standarisasi ID

$$ID = OD - 2ts$$

Dimana :

$$OD \text{ Diameter luar, in} = 32$$

$$ts : \text{Tebal Shell, m} = 0,004$$

Sehingga

$$ID = 32 \text{ in} - 2 \times 0,004 \text{ m}$$

$$ID = 66 \text{ in} = 0,812 \text{ m}$$

i. Berdasarkan tabel 5.7 Brownell & Young, 1959 hal 90 diameter tangki standar (OD) = 84

Maka :

$$icr : \text{inside-corner radius, in} = 2$$

$$r : \text{jari jari, in} = 30$$

j. Menghitung Tebal Head

$$w = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{rc \div icr})$$

Dimana :

W : stress intensification factor for torispherical head

$$r_c : \text{radius of crown} = r = 30 \text{ in}$$

$$r_i : \text{inside corner radius} = icr = 2 \text{ in}$$

$$w = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{66 \div 4})$$

$$w = 1,718$$

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot w}{2fE - 0,2P} + C$$

$$th = \frac{1,58 \times 66 \times 1,766}{2 \times 18570 \times 0,8 - 0,2 \times 1,58} + 0,125$$

$$th = 0,131 \text{ in}$$

Diambil th standar = 0,1875 (Brownell & Young, Tabel 5.6, hal 89)

Berdasarkan tabel 5.6, Brownell & Young, hal 88, untuk th 0,1875 in

Standart straight flange (Sf) = 1,5- 3,5 in (dipilih Sf = 1,5 in)

th = 0,1875 in

icr = 0,56 in

k. Menghitung tinggi head

Menentukan dept of dish (inside)

$$b = rc - (\sqrt{(rc - icr)^2 - (\frac{ID}{2} - icr)^2})$$

Dimana :

rc : Radius of Dish = 66 in

icr : Inside corner radius = 4 in

ID : Diameter dalam head = 66 in

b = 11,20 in

Menentukan overall dimension (OA)

$$OA = th + b + sf$$

Dimana :

$$\begin{aligned}
 b : \text{Dept of dish (inside)} &= 11,20 \text{ in} \\
 th : \text{Tebal head} &= 0,131 \text{ in} \\
 sf : \text{Straight flange} &= 1,5 \text{ in} \\
 OA &= 12,83 \text{ in} = 0,33 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka tinggi total tangki

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi tangki total} &= \text{tinggi head} + \text{tinggi bottom} + \text{tinggi shell} \\
 &= 0,326 \text{ m} + 0,326 \text{ m} + 3,065 \text{ m} \\
 &= 3,716 \text{ m}
 \end{aligned}$$

g. Menghitung Volume Total Reaktor

Berdasarkan Brownel & Young, 1959 volume Elliptical Flanged and Dished Head

$$V_h = 0,000076 \times ID^3 + \frac{\pi D}{4} \left(\frac{sf}{12}\right)^2 \frac{sf}{12}$$

$$\begin{aligned}
 V_h &= 37.740 \text{ in}^3 \\
 &= 0,62 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\text{Volume Reaktor} = \text{Volume shell} + \text{Volume Head}$$

$$\text{Volume Reaktor} = 2,82 \text{ m}^3 + 0,62 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Reaktor} = 4,061 \text{ m}^3$$

l. Menentukan Tinggi Cairan di Shell

$$h_{\text{shell}} = \frac{V_{\text{cairan di Shell}}}{At}$$

$$At = \frac{\pi}{4} \times ID^2$$

Dimana

h Shell : Tinggi cairan di shell

At : Luas permukaan reactor, m³ = 2,20

VShell, m³ = 2,825

VBottom, m = 0,618

Vc : Volume cairan di dalam reactor = 2,206

H shell, m = 1,00

m. Menentukan Luas Muka Reaktor

$$A_{total} = A_{shell} + 2 \times A_{head}$$

$$A_{total} = (\pi \cdot ID \cdot H) + 2 \left(\frac{\pi}{4} \times De^2 \right)$$

Dimana De merupakan Diameter ekivalen, in

$$De = OD + \frac{OD}{42} + 2sf + \frac{2}{3}cir$$

ID = 65,99 in

H = 3,065 in

OD = 66 in

Sf = 1,5 in

icr = 4 in

De = 73,23

Maka,

Atotal = 9056 in²

= 5,842 m²

n. Merancang Impeller

Viskositas campuran dalam reaktor = 0,20 cp

Data pengaduk dari buku Brown “unit operation” page 507 Rase

1997 hal 356, bahwa

$$D_i/ID=1/3$$

$$W = D_i/5$$

$$L = D_i/4$$

$$B = D_i/12$$

$$E = D_i = 1$$

- Ukuran pengaduk

- Diameter pengaduk (D_i)

$$(D_i)=ID/3$$

$$D_i = 0,511 \text{ m}$$

- Tinggi pengaduk, W

$$W= D_i/5$$

$$W= 0,1021 \text{ m}$$

- Lebar pengaduk, L

$$L=D_i/4$$

$$L= 0,127 \text{ m}$$

- Lebar baffle, B

$$B=ID/12$$

$$B=0,127 \text{ m}$$

- Jumlah pengaduk dengan dasar tangki, E

$$E=1.D_i$$

$$E= 0,510 \text{ m}$$

- Tinggi Cairan, ZL

$$ZL=1,000 \text{ m}$$

- Kecepatan putar pengaduk, N

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

Dimana :

$$d: \text{Diamater pengaduk, m} = 0,51 = 1,67 \text{ ft}$$

$$ZL: \text{tinggi cairan dalam tangki, m} = 1,00 = 3,28 \text{ ft}$$

Sg: Spesific gravity

$$Sg = \rho_{\text{cairan}} / \rho_{\text{air}}$$

$$Sg=0,82$$

WELH: Water Equivalent Liquid Height, ft= 0,07

$$\text{Jumlah pengaduk} = WELH/ID = 0,00203$$

Sehingga :

$$N: \text{Kecepatan putar pengaduk, rpm} = 0,393 = 0,0065 \text{ rps}$$

- Menghitung power pengaduk

Dari buku brown page 508 tahun 1978

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

$$NRE = \frac{N \cdot Di^2 \rho}{\mu}$$

Dimana :

$$gc: \text{Gravitasi} = 32,1784 \text{ ft.lbm/s}^2.\text{lb}$$

$$\rho: \text{Densitas liquid} = 5,263 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu \text{ campuran} = 0,2172 \text{ lb/ft.s}$$

$$N_{RE} = 4,46E-01$$

Dari Fig 9.12 Mc Cabe p.250 Curved (*six-blade turbine, vertical blades*) didapatkan

$$N_p = 8$$

$$P = 4,826 \text{ ft.lb/s}$$

$$= 1,0399 \text{ Hp}$$

$$= 7,756 \text{ kW}$$

- Menghitung daya motor

$$\text{Efisiensi motor} = 85 \% = 0,85 \text{ (figure 14.38 perters hal 521)}$$

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

$$\text{Daya motor} = \frac{1,0399}{0,8}$$

$$\text{Daya motor} = 1,2999$$

Dipilih power motor standar = 3 (standar NEMA, Rase & Barrow, 1957, p.358)

3. Pemanas Jacket

Fungsi = Menjaga suhu agar tidak berubah

Media = Pemanas

Tabel A 4 Suhu Pemanas Jacket

Hot fluid		Cold fluid		diff	
C	F	C	F	C	F
225	437	25	77	165	329
225	437	60	140	210	410

$$LMTD = 261,380 \text{ F}$$

- Menghitung luas transfer panas

Untuk steam dan cold fluid UD = 6-60

Diambil UD trial = 60 Btu/ft².F.jam

(Tabel 8 kern, hal 840)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T \text{ LMTD}}$$

Dimana :

Q : Beban panas = 4894,3106 Btu/jam

$$A = \frac{4894,3106 \text{ Btu/jam}}{60 \frac{\text{Btu}}{\text{ft}^2} \cdot \text{F.jam} \times 261,380 \text{ F}}$$

$$A = 0,312 \text{ ft}^2$$

Sehingga jaket pemanas dapat digunakan

- Menghitung Diameter Jaket

$$ID_{jaket} = OD_{shell} - 2t_j$$

Dimana:

Jarak antar dinding lur dan dalam (Tj) dipilih = 2 in

OD = 66 in

Maka :

ID jaket = 70 in

- Menghitung tebal jaket

P operasi = 30 bar

$$= 435,12 \text{ psi}$$

P design = 36 bar

$$r_i = 35$$

$$E = 0,85$$

$$f = 12650$$

$$c = 0,125$$

maka tebal jaket

$$T_s = 0,2424 \text{ in}$$

Berdasarkan Brownell, Tabel 5.6 tebal standar yaitu 0,3750 in

$$\text{OD Jaket} = 70,75 \text{ in}$$

$$\text{OD jaket standar} = 72 \text{ in}$$

$$\text{ID jaket} = 71,25 \text{ in}$$

$$= 5,9375 \text{ ft}$$

- Desain Head Jaket

1. Menghitung tebal head minimum

$$w = \frac{1}{4} \times (3 + \sqrt{rc \div icr})$$

Diketahui ukuran standar (Brownell, Tabel 5.7)

$$R_c = 72 \text{ in}$$

$$I_{cr} = 4,375 \text{ in}$$

Maka

$$W = 1,76 \text{ in}$$

2. Menentukan tebal head

$$th = \frac{P \cdot rc \cdot w}{2fE - \phi P} + C$$

$$Th = 0,337 \text{ in}$$

Maka digunakan th standar 7/16

Th standar = 0,4375 in

Untuk $th = 0,4375$ in, dari Tabel 5.8 (Brownell and Young, 1959 hal.93)

Direkomendasikan $sf = 6$ in

3. Depth of dish (b) (Brownell and Young, 1959. hal.87)

$$b = rc - (\sqrt{(rc - icr)^2 - (\frac{ID}{2} - icr)^2})$$

$b = 11,8989$ in

4. Tinggi Head (OA)

$$OA = th + b + sf$$

$OA = 18,336$ in

$= 0,465$ m

- Menentukan tinggi total jaket

$H_{\text{cairan}} (ZL) = 39,38$ in

$$H_{\text{total}} = OA + ZL$$

$H_{\text{total}} = 57,720$ in

$= 1,466$ m

- Menghitung Luas Permukaan Transfer Panas Jaket

Volume panas = Luas selimut x Tebal jaket

Brownell & Young, Pers 5.12, P88

$OD = 72$ in

$Sf = 6$ in

$I_{cr} = 4,375$ in

$$De = 88,63 \text{ in}$$

$$= 2,251 \text{ m}$$

$$A_{\text{total Jacket}} = A_{\text{shell}} + A_{\text{head}}$$

$$A_{\text{shell}} = 13049,46703 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{head}} = 12333,049 \text{ in}^2$$

$$A_{\text{total}} = 25382,51681 \text{ in}^2$$

$$\text{Luas yang dialiri Hot/cold fluida} = 16,375 \text{ m}^2$$

- Menghitung h_i

Berdasarkan persamaan 20.1 Kern, 1965

Diketahui

$$D_i = 3,383 \text{ ft}$$

$$\rho = 173,373 \text{ g/ml}$$

$$= 10823,346 \text{ lb/ft}^3$$

$$C_p = 0,873 \text{ Btu/lbF}$$

$$D_i = 20,11 \text{ in}$$

$$N = 0,3930 \text{ rpm}$$

$$= 23,5825 \text{ rph}$$

$$k = 0,0027 \text{ Btu/lbF}$$

$$\mu_w = 0,8966 \text{ lb/ft.jam}$$

$$\mu = 323,3444 \text{ Cp}$$

$$= 782,19886 \text{ lb/ft.jam}$$

maka

$$h_i = 162171,6871 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

- Menghitung h_{io}

Berdasarkan persamaan 6.5 Kern hal. 105

ID = D1 = diameter dalam reaktor (Idshell) = 70 in

OD = D2 = diameter dalam jaket pemanas = 72 in

Maka

$$h_{io} = h_i \frac{D_1}{D_2}$$

$$h_{io} = 157666,918 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

- Menentukan h_o

Berdasarkan Tabel 11.7 Jacketed Vessels ditentukan:

$$h_o = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

- Menghitung *lean Overall Coefficient* (u_c) dan *designed overall coefficient* (u_d)

Berdasarkan persamaan 6.38 Kern halaman 121, maka:

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

$$U_c = 99,93$$

Nilai R_d yang diizinkan 0,001-0,003

Dari Kreith (hal4-185) untuk watery solution,

$$R_d = 0,001 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

Maka

$$U_d = \frac{U_c}{U_c \times U_d + 1}$$

$$U_d = 49,98 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{F}$$

4. Perancangan Isolator

Bahan isolator yang dipilih adalah jenis Polyisocyanurate.

4. Bahan ini dapat digunakan untuk range suhu 0°F – 900°F
5. Thermal conductivity relatif tetap pada suhu 0°F – 900°F
6. Mudah didapat

$$\text{Suhu udara } T_u = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu dinding luar isolator, } T_s = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$$

Sehingga

$$\text{Suhu film, } T_f = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$$

Koefisien perpindahan kalor h_c dapat dihitung menggunakan persamaan

$$\Delta T_f = T_s - T_f = 27^\circ\text{F}$$

$$\beta = 1 / T_f = 0,0088^\circ\text{F}^{-1}$$

Sifat sifat Udara di $T_f = 113^\circ\text{F}$

$$\rho_f = 1,10 \text{ kg/m}^3 = 0,068 \text{ lb/ft}^3$$

$$c_{p,f} = 1,05 \text{ kJ/kg.K} = 0,25 \text{ Btu/lb.F}$$

$$\mu_f = 1,93\text{E-}05 \text{ P.a.S} = 4,67 \text{ E-}02 \text{ lb/ft.hr.kf}$$

$$k_f = 0,02 \text{ w/m.K} = 0,015 \text{ Btu/hr.ft.F}$$

$$g_c = 9,8 \text{ m/s}^2 = 416692913,4 \text{ ft/hr}^2$$

Diketahui :

$$l = L = ZL + 2 (b + sf) = 98,74 \text{ in}$$

$$Gr = \frac{l^2 \times \rho^2 \times \beta g_c \Delta}{\mu_f^2}$$

$$Pr = \frac{C_p \times f \times \mu_f}{k_f}$$

$$Gr = 5,2837\text{E+}10$$

$$Pr = 7,3555E-01$$

$$Raf = Gr \times Pr$$

$$Raf = 3,8864E+10$$

$$\text{Bila } Raf : 10E+4 - 10E+9, \text{ maka } hc = 0.29 (\Delta t/2)^{0.25}$$

$$Raf : 10E+9 - 10E+12, \text{ maka } hc = 0.19 (\Delta t)^{1/3}$$

$$\text{Sehingga, } hc = 0.19 (\Delta t)^{1/3}$$

$$Hc = 0,57 \text{ Btu/hr.ftF}$$

Perpindahan Panas konveksi

$$Q_{\text{konveksi}} = hc \cdot \pi \cdot (OD + 2 \cdot X_{\text{isolasi}}) \cdot L \cdot \Delta t$$

$$hc \cdot \pi \cdot OD \cdot L \cdot \Delta t = 1816,104$$

$$hc \cdot \pi \cdot 2 \cdot L \cdot \Delta t = 605,3682$$

X_{isolasi}

Perpindahan panas konduksi melalui dinding reaktor dan isolasi :

$$q_k = \frac{2\pi(T_i - t_s)}{\frac{1}{KL \ln(ID)} + \frac{1}{k_B L \ln\left(\frac{OD + 2X_{is}}{OD}\right)}}$$

Dinding jaket berupa Stainless Steel, diperoleh $k = 26 \text{ Btu/j.ft.F}$

Perpindahan panas konduksi sama dengan perpindahan panas konveksi, sehingga dapat dituliskan persamaan (1) sama dengan persamaan (2). Dari kedua persamaan tersebut didapatkan nilai X_{isolasi} , q_{konveksi} , dan q_{konduksi}

Dengan trial 'n error didapatkan hasil sebagai berikut :

$$X_{\text{isolasi}} = 0,43 \text{ ft} = 13,33 \text{ cm}$$

$$q_{\text{konduksi}} = 517,9199 \text{ Btu/jam}$$

$$q \text{ konveksi} = 2080,953248 \text{ Btu/jam}$$

Maka tebal isolasi agar dinding isolasi $60^{\circ}\text{C} = 13,33 \text{ cm}$

Perhitungan Neraca Massa Mixer

- Perhitungan HCl masuk mixer
Sebelum masuk ke mixer alat filtrasi vakum digunakan untuk menghilangkan fase padat dari pembawa organik. Setelah dikeringkan secara vakum, fasa padat diolah dengan metode pengendapan asam menggunakan HCl pekat (12 M). Proses pengasaman membantu menguraikan karbonat yang terbentuk, sedangkan garam fenolik natrium (misalnya natrium fenolat dan natrium salisilat) masing-masing diubah menjadi fenol dan asam salisilat padat. Reaksi HCl yang ada juga menyebabkan pembentukan NaCl. Pembentukan NaCl juga mencakup reaksi antara HCl dan natrium karbonat.
Mencari mol HCl dengan cara mol natrium salisilat dikali dengan 2 (2% dari tangki) lalu setelah didapat molnya untuk mencari massa dengan cara mol dibagi dengan berat molekul.
- Perhitungan panas di mixer

$$Q = n * \Delta H_r$$

Q: Panas reaksi (J atau kJ)

n: Jumlah mol reaktan yang bereaksi (mol)

ΔH_r : Perubahan entalpi reaksi (kJ/mol)

- Tunjukkan perhitungan kebutuhan aseton yang dipakai pada M-02
Acetone masuk dengan menghitung kelarutan antara acetone dan asam salisilat

Dimana:

$$\text{massa asam salisilat} \times \frac{\text{kelarutan acetone}}{\text{kelarutan as.salisilat}}$$

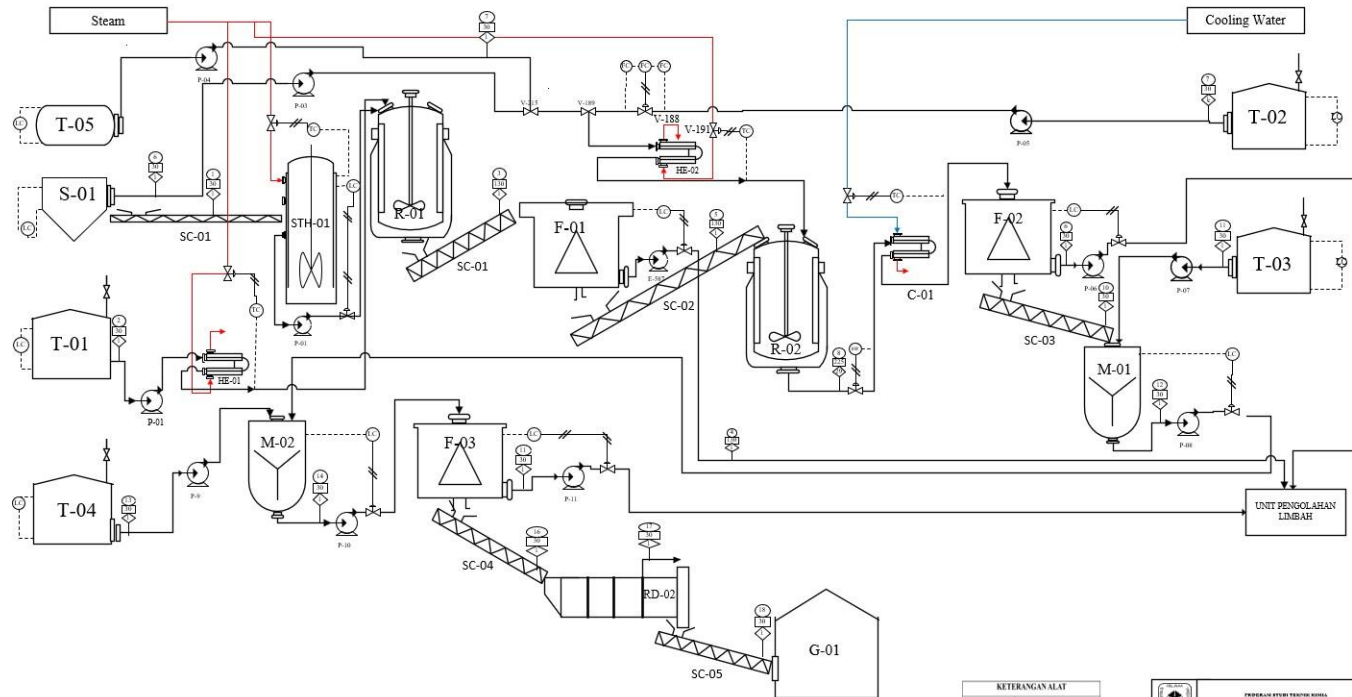
$$67,53 \text{ kg/jam} * \frac{100}{39,6}$$

$$= 170,54 \text{ kg/jam}$$

LAMPIRAN B***PROCESS ENGINEERING FLOW DIAGRAM (PEFD)***

**PRARANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DARI FENOL
DAN KARBON DIOKSIDA KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN**

KAPASITAS 55.000 TON/TAHUN

[illegible]

KETERANGAN INSTRUMEN	
Standar	Deskripsi
	Simbol Jarak
	Temperature, C
	Tekanan, bar
	Control Valve
	Pipa
	Simbol Phenomena
	Simbol Electrical
	Expansion Valve
	Globe Valve
KETERANGAN INSTRUMEN	
FC	Flow Controller
LC	Level Controller
TC	Temperature Control

KETERANGAN ALAT	
HE	Heater
R	Reaktor
RD	Rotary Dryer
F	Rotary Drum Vacuum Filter
M	Mixer
C	Cooler
T	Tangki
SC	Screw Conveyor
G	Grating
P	Pompa

	FEDERASI STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
<i>PROSES PENGENDALIAN FLUX DIBERIKAN</i> FRA KANDUNGAN FASIR ARAB KUALITAS BUKU PRIMA, BUKU KEMUDI BUKU KUALITAS BUKU YEN YAKUTI	
Dikawat Oleh: Ressita Solita Putri (0851181) Angga Wahyu Andani (0851182)	
Dosen Pembimbing: Dr. Nur Indah Fajar Masin, S.T., M.Eng.	

LAMPIRAN C

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN PRARANCANGAN

1. Nama Mahasiswa : Anggun Wahyu Andriani

NIM : 20521162

2. Nama Mahasiswa : Hemalia Sabilla Putri

NIM : 20521187

Judul Prarancangan*) : PRARANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DARI
FENOL DAN KARBON DIOKSIDA KAPASITAS 55.000
TON/TAHUN

Mulai Masa Bimbingan : 13 Maret 2024

Batas Akhir Bimbingan : 18 Maret 2025

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1.	15 Maret 2024	Bimbingan Mengenai Luaran 1 Kapasitas Pabrik	
2.	20 Maret 2024	Bimbingan Mengenai Luaran 1 dan Luaran 2	
3.	1 April 2024	Bimbingan Luaran 2 Mengenai Pemilihan Proses	
4.	3 Mei 2024	Bimbingan Luaran 2 Mengenai Pemilihan Proses dan Luaran 3 Sifat Fisis	
5.	14 Mei 2024	Bimbingan Luaran 3 Mengenai Sifat Fisis	
6.	24 Mei 2024	Bimbingan Luaran 4 Diagram Alir	
7.	31 Mei 2024	Bimbingan Luaran 4 Diagram Alir	
8.	21 Juni 2024	Persetujuan Luaran 4 Diagram Alir dan Neraca Massa	
9.	21 Juni 2024	Bimbingan Luaran 5 Neraca Massa dan Luaran 6 Spesifikasi Reaktor	
10.	5 Juli 2024	Bimbingan Luaran 5 Neraca Massa dan Luaran 6 Spesifikasi Reaktor	
11.	16 Juli 2024	Persetujuan Luaran 5 dan 6. Bimbingan Luaran 7 alat pemisah dan unit pendukung	

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
12.	8 Agustus 2024	Bimbingan pergantian kinetika reaksi	
13.	22 Agustus 2024	Bimbingan revisi Neraca Massa dan Perancangan Reactor	
14.	26 Agustus 2024	Bimbingan revisi Neraca Massa Perancangan Reactor, alat pemisah dan transportasi bahan	
15.	12 September 2024	Bimbingan Perancangan Reactor, alat pemisah, transportasi bahan, alat penukar panas dan Neraca Panas	
16	18 September 2024	Bimbingan Perancangan Reactor, alat pemisah, transportasi bahan, alat penukar panas dan Neraca Panas	
17	8 Oktober 2024	Bimbingan Alat Penukar Panas dan Neraca Panas, Lokasi dan Tata letak Pabrik	