

PRA-RANCANGAN PABRIK ASPIRIN DENGAN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN

TUGAS AKHIR

Disusun Oleh:

Vinska Rizka Sabilla (1141900006)

Sarah Zhafirah (1141900007)



**Program Studi Teknik Kimia
Institut Teknologi Indonesia
Tangerang Selatan
2023**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

Laporan penulisan ini adalah hasil karya saya sendiri dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk telah saya nyatakan dengan benar.

Nama 1 : VINSKA RIZKA SABILLA

NRP : 1141900006

Tanda tangan :

Nama 2 : SARAH ZHAFIRAH

NRP : 1141900007

Tanda tangan :

Tanggal :

HALAMAN PENGESAHAN

Laporan Tugas Akhir diajukan oleh:

Nama : 1. Vinska Rizka Sabilla /1141900006
2. Sarah Zhafirah /1141900007

Judul : PRA RANCANGAN PABRIK ASPIRIN DENGAN
KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia, Institut Teknologi Indonesia

DEWAN PEMBIMBING

Pembimbing : **Dr. Ir. Sri Handayani, M.T**

DEWAN PENGUJI

Penguji 1 : **Dr.Ir.Kudrat Sunandar,M.T.,IPM**

Penguji 2 : **Dr. Ir. Enjarlis, M.T**

Penguji 3 : **Ir. Linda A. Yoshi, M.T., IPP**

Ditetapkan di : Tangerang Selatan

Tanggal :

Mengetahui,
Ketua Program Studi Teknik
Kimia

Dr. Ir. Wahyudin, S.T., M.Sc.,IPM

HALAMAN REVISI

A. Sebelum revisi

Pertanyaan dari penguji 1:

1. Heating Conveyor (HC-01), Heating Conveyor (HC-02), dan Cooling Conveyor (CV-01) diganti dengan listrik dan ubah pada gambar PFD
2. Konversi pakai yang mana? 95% atau 98%?
3. Mempertimbangkan menggunakan alat Rotary Dryer untuk pengeringan

B. Hasil Revisi

1. Heating Conveyor (HC-01), Heating Conveyor (HC-02), dan Cooling Conveyor (CV-01) sudah diperbaiki terlampir pada perhitungan berikut.

Menghitung power/ daya listrik yang dibutuhkan menggunakan persamaan berikut :
(Badger pers 360, hal 627).

➤ Heating Conveyor – 02

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Asam Salisilat} &= 488,68 \text{ kg/jam} \\ &= 1007,376 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Densitas} &= 1440 \text{ kg/m}^3 \\ &= 89,95 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$Hp. = \frac{KC\rho L}{2,000,000}$$

Dimana :

K = 1.2 for grains.
2.5 for fine coal, cement, etc.
4.0 for sand, ashes, etc.
 C = capacity in cubic feet per hour.
 ρ = weight of material in pounds per cubic foot.
 L = length of conveyor in feet.

$$Hp = \frac{4 \times 1007,376 \times 89,95 \times 13,48}{2000000}$$

$$= 2,61 \text{ Hp}$$

$$= 1,95 \text{ kWh}$$

➤ Heating Conveyor – 01

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Asam Salisilat} &= 94,92 \text{ kg/jam} \\ &= 209,24 \text{ lb/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Densitas} &= 3340 \text{ kg/m}^3 \\ &= 208,65 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

$$Hp. = \frac{KC\rho L}{2,000,000}$$

Dimana :

$K = 1.2$ for grains.
 2.5 for fine coal, cement, etc.
 4.0 for sand, ashes, etc.
 C = capacity in cubic feet per hour.
 ρ = weight of material in pounds per cubic foot.
 L = length of conveyor in feet.

$$\begin{aligned}Hp &= \frac{4 \times 209,24 \times 208,65 \times 13,48}{2000000} \\ &= 1,17 \text{ Hp} \\ &= 0,87 \text{ kWh}\end{aligned}$$

Dikarenakan perancangan Heating Conveyor sesuai dengan spesifikasi pasar dengan kapasitas alat terkecil, memerlukan power/daya yaitu 18 kWh. Maka sesuai dengan perhitungan diatas kebutuhan listrik heating conveyor masih dapat digunakan pada pabrik Aspirin.

2. Konversi yang digunakan pada Pra-rancangan pabrik ini memakai 98%. Untuk perhitungan dapat dilihat pada lampiran L.2
3. Dasar pemilihan alat rotary dryer dikarenakan kapasitas produk aspirin yang akan dikeringkan cukup besar yaitu sebesar 608 kg/jam. Pada rotary dryer dapat mengurangi kadar air dari 3,2 % dengan massa air 29,90 kg/jam setelah dikeringkan oleh rotary dryer menjadi 0,098 % dengan massa air 0,39 kg/jam.

Tangerang Selatan, 04 September 2023

Penguji 1,

Dr.Ir.Kudrat Sunandar,M.T.,IPM

HALAMAN REVISI

A. Sebelum revisi

Pertanyaan dari penguji 3 :

1. Dijelaskan penurunan data sekunder
2. Dijelaskan data yang di dapat dari patent dan jurnal
3. Utilitas alat yang digunakan untuk penyediaan air bersih (cek Kembali fungsi)

B. Hasil revisi

1. Data yang digunakan untuk menentukan kapasitas pabrik menggunakan penurunan data sekunder dari produk analgesik yang terdapat 90% kandungan aspirin
2. Berdasarkan dari data patent dan jurnal pendukung dapat dijelaskan pada tabel berikut.

Jenis Perbandingan	US Patent US6278014B1 (2001)	Jurnal Pendukung
Kondisi Operasi Reaktor	Reaktor RATB	P = 1,013 bar T = 70°C
Bahan Baku	Asam salisilat, asetat anhidrat, dan kalsium oksida	-
Reaksi	Eksotermis	-
Konversi	98 %	-
Yield	98 %	-
Fasa	Padat – Cair	-
Waktu Reaksi	20 menit	-

3. Alat utilitas penyediaan air dirancang berdasarkan dari sumber air yang digunakan untuk utilitas pabrik aspirin yang berasal dari air Sungai Brantas Jawa Timur. Adapun fungsi alat utilitas dapat dilihat pada bab 4 spesifikasi alat utilitas halaman

Tangerang Selatan, 04 September 2023

Penguji 3,

Ir. Linda A. Yoshi, M.T., IPP

HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI LAPORAN UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS

Sebagai civitas akademik Institut Teknologi Indonesia, saya yang bertandatangan di bawah ini:

Nama	1. Vinska Rizka Sabilla /114190006 2. Sarah Zhafirah /1141900007
Program Studi	Teknik Kimia
Jenis Karya	Laporan Tugas Akhir

Demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Institut Teknologi Indonesia **Hak Bebas Royalti Non-eksklusif (*Non-exclusive Royalty-Free Right*)** atas karya ilmiah saya yang berjudul : **“PRARANCANGAN PABRIK ASPIRIN KAPASITAS 5.000 TON/TAHUN”** beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Non-eksklusif ini Institut Teknologi Indonesia berhak menyimpan, mengalih media/formatkan, mengelola dalam bentuk angka dan data (*database*), merawat, dan mempublikasikan laporan saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis /pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya

Dibuat di : Tangerang Selatan

Pada tanggal : 4 September 2023

Yang menyatakan:

Vinska Rizka Sabilla

Sarah Zhafirah

ABSTRAK

Nama	1. Vinska Rizka Sabilla /1141900006 2. Sarah Zhafirah /1141900007
Nama Pembimbing	Dr. Ir. Sri Handayani, MT, IPM
Program Studi	Teknik Kimia
Judul	PRA-RANCANGAN PABRIK KIMIA ASPIRIN DENGAN KAPASITAS 5000 TON/TAHUN

Industri kimia merupakan industri yang memiliki banyak keterkaitan dengan industri lain, salah satunya industri farmasi. Aspirin dalam bidang farmasi dan kesehatan digunakan sebagai anti-inflammatory dan analgesic konsumsi aspirin terus meningkat setiap tahunnya. Konsumsi Aspirin di Indonesia diproyeksikan mencapai 413 ton hingga tahun 2027. Oleh sebab itu untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri yang terbilang cukup besar maka pabrik yang akan kami dirikan memiliki peluang yang besar, sehingga dapat pengurangan biaya impor, serta meningkatkan devisa negara melalui ekspor aspirin. Pabrik Aspirin yang akan dirancang memiliki kapasitas sebesar 5000 ton per tahun. Menggunakan bahan baku Asam Salisilat, Asetat Anhidrat dan Kalsium Oksida yang direaksikan dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) pada kondisi suhu dijaga 70 °C tekanan 1 atm dengan lama waktu reaksi 20 menit. Proses pembuatan aspirin dalam pabrik ini terdiri dari empat tahap utama yaitu, tahap penyiapan bahan baku, tahap sintesis, tahap pengeringan, dan tahap pengepakan. Produk reaksi mengandung sekitar 70% asam asetilsalisilat dan sekitar 30% kalsium asetat. Pabrik ini direncanakan berlokasi di daerah Kawasan Industri Gresik, Kecamatan Gresik, Provinsi Jawa Timur dengan waktu operasi selama 330 hari dalam 1 tahun. Pabrik ini memerlukan unit penunjang berupa air, listrik dan bahan bakar. Kebutuhan air berasal dari sungai meliputi 1,04 m³/jam untuk start-up dan 0,956 m³/jam saat kontinyu. Kebutuhan listrik bersal dari PT PLN Gresik mencapai 8737,98 kWh/hari. Kebutuhan bahan bakar solar berasal dari PT Pertamina sebanyak 5,775 m³ /hari. Pabrik ini berbadan hukum perseroan terbatas (PT) dimana struktur organisasi yang dipakai adalah garis dan staff. Perusahaan ini dipimpin oleh seorang direktur utama dengan jumlah karyawan 118 orang. Berdasarkan perhitungan ekonomi diperoleh :

1. Total Capital Investment = Rp 525.877.898.408,02
 2. Pinjaman bank = Rp 194.357.794.767,85
- Suku bunga = 10,00%

Periode pinjaman = 10 tahun

3. Break Even Point tahun pertama = 50,20 %
4. Minimum Payment Periode = 5 Tahun 1 Bulan 14 Hari
5. Internal Rate of Return = 28,75%, lebih besar dari bunga bank
6. NCFPV pada bunga bank 10% = Bernilai Positif

Dari hasil Analisa ekonomi diperoleh Break Event Point (BEP) tahun pertama sebesar 50,20%, dengan Minimum Payment Periode (MPP) sebesar 5 tahun 1 bulan 14 hari, Internal Rate of Return (IRR) 28,75% lebih besar dari bunga bank. Maka, didapat nilai Net Cash flow Present Value (NCFPV) pada bunga 10% bernilai positif yaitu, Rp 826.883.230.915,04.

Berdasarkan hasil Analisa ekonomi yang dihitung, dapat disimpulkan bahwa pabrik Aspirin PT. Gemilang Jaya layak untuk didirikan (Feasible)

ABSTRACT

Nama	1. Vinska Rizka Sabilla /1141900006 2. Sarah Zhafirah /1141900007
Nama Pembimbing	Dr. Ir. Sri Handayani, MT, IPM
Program Studi	Chemical Engineering
Judul	PRA-RANCANGAN PABRIK KIMIA ASPIRIN DENGAN KAPASITAS 5000 TON/TAHUN

The chemical industry is an industry that has many links with other industries, one of which is the pharmaceutical industry. Aspirin in the pharmaceutical and health sectors is used as an anti-inflammatory and analgesic aspirin consumption continues to increase every year Aspirin consumption in Indonesia is projected to reach 413 tons until 2027. Therefore, to meet domestic needs that are quite large, the factory that we will establish has great opportunities,so that it can reduce import costs, and increase the country's foreign exchange through aspirin exports. The Aspirin plant to be designed has a capacity of 5000 tons per year. Using raw materials of salicylic acid, acetic anhydrous and calcium oxide are reacted in the reactor flow stirred tank (RATB) at a temperature of 70 °C maintained pressure of 1 atm with a long reaction time of 20 minutes. The process of making aspirin in this factory consists of four main stages, namely, the preparation of raw materials, the synthesis stage, the drying stage, and the packing stage. The reaction product contains about 70% acetylsalicylic acid and about 30% calcium acetate. The plant is planned to be located in the Gresik Industrial Area, Gresik District, East Java province with an operating time of 330 days in 1 year. This plant requires support units in the form of water, electricity and fuel. The water demand from the river covers 1,04 m³/hour for start-up and 0,956 m³ / hour when continuous. Electricity demand from PT PLN Gresik reaches 8737,98 kWh / day. The need for diesel fuel comes from PT Pertamina as much as 5,775 m³ /day. This factory is a legal entity limited liability company (PT) where the organizational structure used is the line and staff. The company is headed by a president director with 118 employees. Based on economic calculations obtained :

1. Total Capital Investment = Rp 525.877.898.408,02

- 2. Bank loan = Rp 194.357.794.767,85
- Interest rate = 10.00%
- Loan period = 10 years
- 3. First year Break Even point = 50,20 %
- 4. Minimum Payment Period = 5 Years 1 Month 14 Days
- 5. Internal Rate of Return = 28,75%, greater than bank interest
- 6. NCFPV at 10% bank interest = positive value

From the results of economic analysis obtained Break Event Point (BEP) the first year of 50,20%, with a Minimum Payment period (MPP) of 5 years 1 month 14 days, the Internal Rate of Return (IRR) 28,75% greater than bank interest. So, nilat Net Cash flow Present Value (NCFPV) obtained at 10% interest is positive at Rp 826.883.230.915,04 based on the results of economic analysis calculated, it can be concluded that the Aspirin factory PT. Jayden Jaymes deserves to be punished (Feasible)

KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa, karena berkat rahmat-Nya penulis dapat menyelesaikan Laporan Tugas Akhir yang berjudul “Pra-rancangan Pabrik Aspirin Kapasitas 5.000 ton/tahun”.

Dalam penulisan Laporan Tugas Akhir ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih dengan tulus kepada:

1. Dr. Ir. Sri Handayani, MT, IPM selaku pembimbing Tugas Akhir yang telah menyediakan waktu, tenaga dan pikiran dalam mengarahkan penyusunan Laporan Tugas Akhir ini.
2. Dr. Ir. Wahyudin, S.T., M.Sc., I.P.M. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia ITI.
3. Dr. Ir. Kudrat Sunandar, M.T. selaku koordinator Tugas Akhir mahasiswa Program Studi Teknik Kimia ITI.
4. Ir. Satrio Kuntolaksono, ST, M.Sc.Eng, Ph.D, IPP selaku Penasihat dan Pembimbing Akademik Teknik Kimia Angkatan 2019 Institut Teknologi Indonesia.
5. Orang tua dan keluarga kami yang telah memberikan bantuan dan dukungan moral maupun materi kepada penulis.
6. Rekan-rekan mahasiswa/i Teknik Kimia Institut Teknologi Indonesia yang telah memberikan bantuan dan dukungan dalam Tugas Akhir ini, khususnya Intan Nuraini Maulida dan Ivana Nathania.
7. Serta kepada semua pihak yang secara langsung atau tidak langsung telah membantu dalam menyelesaikan laporan Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa penyusunan laporan Tugas Akhir ini masih banyak kekurangan, untuk itu kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan. Penulis berharap semoga Laporan Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi pembaca.

Tangerang Selatan, 4 September 2023

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS	i
HALAMAN PENGESAHAN	ii
HALAMAN REVISI	iii
HALAMAN REVISI	v
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI LAPORAN UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS	vi
ABSTRAK	vii
ABSTRACT	ix
KATA PENGANTAR	xi
DAFTAR ISI	xii
DAFTAR GAMBAR	xxii
DAFTAR TABEL	xxv
BAB 1	1
Pendahuluan	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Data Analisis Pasar	2
1.2.1 Data Produksi	2
1.2.2 Data Konsumsi	2
1.2.3 Data Impor	3
1.2.4 Data Ekspor	3
1.3 Penentuan Kapasitas Pabrik	4
1.4 Penentuan Lokasi	5
1.4.1 Pasokan Bahan Baku	6

1.4.2 Lokasi berkenaan dengan pasar.....	6
1.4.3 Fasilitas Transportasi.....	6
1.4.4 Ketersediaan tenaga kerja.....	7
1.4.5 Ketersediaan utilitas	7
1.4.6 Ketersediaan Tanah	7
1.4.7 Dampak Lingkungan	7
1.4.8 Iklim	7
BAB 2.....	8
TEKNOLOGI PROSES	8
2.1 Teknologi yang Tersedia.....	8
2.1.1 US Patent US6278014B1 dan Jurnal Prarancangan Pabrik Aspirin dengan Proses Sintesis Asam Salisilat, Asetat Anhidrat, dan Kalsium Oksida Kapasitas 2000 ton/tahun.....	8
2.1.2 US Patent 2,987,539	9
2.2 Seleksi Proses.....	9
2.2.1 Efisiensi Proses	9
2.2.2 Keamanan Teknologi	10
2.2.3 Biaya.....	10
BAB 3.....	11
RANCANGAN PROSES.....	11
3.1 Uraian Proses.....	11
3.2 Deskripsi Proses	13
3.2.1 Perlakuan Awal Bahan Baku.....	13
3.2.2 Proses Utama	13
3.2.3 Penyimpanan Produk.....	14
3.3 Diagram Alir Kuantitatif Massa	15

3.4 Diagram Alir Kuantitatif Energi	16
3.5 Sistem Pengendalian Alat Utama	17
3.5.1 Reaktor	17
3.5.2 Rotary Vacum filter.....	19
3.5.3 Tangki Penyimpanan	20
3.6 Kebutuhan Utilitas.....	20
Utilitas merupakan sarana penunjang yang dibutuhkan dalam proses pabrik Aspirin ini. Adapun beberapa unit utilitas yang diperlukan yaitu :.....	20
3.6.1 unit penyediaan air	21
3.6.2 unit penyediaan bahan bakar	21
3.6.3 unit penyediaan listrik	21
3.6.4 unit pengolahan Air	22
3.6.5 unit pengolahan limbah	22
3.7 Tata Letak Alat.....	23
3.8 Tata Letak Pabrik	25
BAB 4.....	28
SPESIFIKASI ALAT	28
4.1 Peralatan Proses.....	28
4.1.1 Silo Kalsium Oksida (S-02)	28
4.1.2 Silo Asam Salisilat (S-01)	29
4.1.3 Silo Aspirin (S--03).....	30
4.1.4 Tangki Penyimpanan Asetat Anhidrat (T-01)	31
4.1.5 Tangki Penyimpanan Asam Asetat (T-102).....	31
4.1.6 Bucket Elevator (BE-01)	32
4.1.7 Cooling Conveyor (CV-01).....	33
4.1.8 Hopper (HP-01).....	33

4.1.9 Ball mill (BM-01).....	35
4.1.10 Screen (SCR-01).....	36
4.1.11 Heating Conveyor (HC-01).....	37
4.1.12 Rotary Dryer.....	38
4.1.13 Rotary Vacuum Filter.....	39
4.1.14 Reaktor (RATB) (R-01)	40
4.1.15 Blower	42
4.1.16 Pompa proses.....	43
4.1.17 Belt Conveyor.....	43
4.1.18 Gudang Penyimpanan bahan baku	44
4.1.19 Pre-heater Asetat Anhidrat (HE-01).....	45
4.1.20 Pre-heater Asam Asetat (HE-02).....	47
4.1.21 Pre-heater Udara (HE-03)	48
4.2 Peralatan Utilitas	49
4.2.1 Screen bar (SF-01).....	50
4.2.2 Bak Reservoir (BP-01)	50
4.2.3 Bak koagulasi (BK-01).....	51
4.2.4 Bak Sedimentasi	52
4.2.5 Tangki sand filter (TF-01).....	52
4.2.6 Bak penampung air bersih (BP-03)	53
4.2.7 Tangki Ion Exchange (IE-01).....	54
4.2.8 Tangki Penampung air sanitasi (T-06)	55
4.2.9 Tangki Penampung air pendingin(T-07)	56
4.2.10 Tangki Bahan bakar (T-08)	57
4.2.11 Tangki penyimpan boiler (T-09)	58

4.2.12 Water tube Boiler	59
4.2.13 Cooling Tower (CT-01).....	59
4.2.14 Pompa utilitas	60
BAB 5.....	61
ASPEK KESELAMATAN, KESEHATAN KERJA, DAN LINGKUNGAN	61
5.1 Deskripsi Singkat	61
5.2 Pertimbangan Aspek Keselamatan Pabrik	62
5.3 Pertimbangan Aspek Kesehatan dan Keselamatan Kerja.....	67
5.4 Pertimbangan Aspek Lingkungan Pabrik.....	70
BAB 6.....	71
ANALISIS KELAYAKAN PABRIK	71
6.1 Manajemen Perusahaan.....	71
6.1.1 Diagram organisasi.....	73
6.1.2 Perincian Jabatan dan Penggolongan Gaji	79
6.2 Kelayakan Ekonomi	81
6.2.1 Asumsi dan Parameter.....	81
6.2.2 Fixed Capital (Modal Tetap)	82
6.2.3 Modal kerja (working capital).....	83
6.2.4 Biaya Produksi	83
6.2.5 Penjualan dan Keuntungan.....	91
6.2.7 Break Even Point.....	93
6.2.8 Analisis Ekonomi	94
6.2.9 Kesimpulan kelayakan pendirian pabrik	100
Daftar Pustaka	101
LAMPIRAN 1	103

DATA.....	103
L1.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	103
L1.2 Sumber Literatur	106
L1.3 MSDS.....	113
LAMPIRAN 2	147
NERACA MASSA DAN ENERGI	147
L2.1 Informasi Umum.....	147
L2.1.1 Basis Perhitungan.....	147
L2.1.2 Komposisi massa bahan baku dan produk	147
L2.1.3 Properti Bahan	148
L2.2 Reaktor RATB (R-01)	149
L2.2.1 Diagram Alir Reaktor	149
L2.2.2 Neraca Mol Reaksi.....	149
L2.2.3 Neraca Massa Reaktor RATB.....	151
L2.2.4 Neraca Energi Reaktor	151
L2.3 Rotary Vacum Filter (F-01)	158
L2.3.1 Diagram Alir Proses Rotary Vacum Filter.....	158
L2.3.2 Spesifikasi Proses Rotary Vacum Filter	159
L2.3.3 Neraca Massa Rotary Vacum Filter	161
L2.3.4 Neraca Energi Proses Filtrasi.....	161
L2.4 Unit Rotary Dry (RD-01).....	162
L2.4.1 Diagram Alir Proses Pengeringan Rotary dry	162
L2.4.2 Spesifikasi Proses Pengeringan.....	162
L2.4.3 Neraca Massa Rotary Dry	163
L2.4.4 Neraca Energi Rotary Dryer	163

L2.5 Neraca Massa Unit Ball Mill (BM-01)	166
L2.5.1 Diagram Alir Proses Ball mill.....	166
L2.5.2 Spesifikasi Proses Ball mill	166
L2.6 Neraca Massa Screen (SCR-01)	168
L2.6.1 Diagram Alir Proses Screen.....	168
L2.6.2 Spesifikasi Proses Screen.....	168
L2.7 Heat Exchanger (HE-01)	169
L2.7.1 Diagram Alir Proses.....	169
L2.7.2 Spesifikasi Proses Pertukaran Panas	169
L2.8 Heat Exchanger (HE-02)	171
L2.8.1 Diagram Alir Proses.....	171
L2.8.2 Spesifikasi Proses Pertukaran Panas	171
L2.9 Heat Exchanger (E-003)	173
L2.9.1 Diagram Alir Proses.....	173
L2.9.2 Spesifikasi Proses Pertukaran Panas	173
LAMPIRAN 3	175
UTILITAS	175
L3.1 Air Umpan Boiler	175
L3.1.1 Kebutuhan Steam untuk Heater-01	175
L3.1.2 Kebutuhan Steam untuk Heater-02	176
L3.1.3 Kebutuhan Steam untuk Heater-03	176
L3.1.5 Total Kebutuhan Air Umpan Boiler	177
L3.2 Air Pendingin	178
L3.2.1 Kebutuhan Air Pendingin untuk Reaktor R-01.....	178
L3.3 Air Domestik.....	180

L3.4 Total kebutuhan air Baku.....	181
L3.5 Listrik.....	181
L3.5.1 Listrik Perkantoran.....	181
L3.5.2 Listrik Proses	182
L3.5.2 Listrik Utilitas	182
L3.5.3 Total Kebutuhan Listrik untuk Produksi Aspirin	183
L3.6 Bahan Bakar.....	183
L3.6.1 Kebutuhan Bahan Bakar untuk generator listrik.....	184
L3.6.2 Kebutuhan Bahan Bakar untuk Generator boiler.....	184
L3.6.4 Total Kebutuhan Bahan Bakar untuk Produksi Aspirin	185
L3.7 Udara.....	185
L3.7.1 Kebutuhan Udara Pemanas untuk Rotary Dryer (RD-01)	185
LAMPIRAN 4	187
PERANCANGAN ALAT PROSES DAN UTILITAS.....	187
L.4.1 Perancangan Alat Proses.....	187
L4.1.1 Tangki Penyimpanan (T-01)	187
L4.1.2 Heat Exchanger (HE-01).....	192
L4.1.3 Silo Kalsium Oksida (S-02)	199
L4.1.4 Rotary Dryer (RD-01).....	205
L4.1.5 Rotary Vacum Filter (F-01)	209
L4.1.6 Heating Conveyor (HC-01).....	211
L4.1.7 Cooling Conveyor (CV-01)	212
L4.1.8 Belt Conveyor (BC-01).....	213
L4.1.9 Bucket Elevator (BE-01).....	215
L4.1.10 Ball Mill (BM-01).....	216

L.4.1.11 Screen (SCR-01)	217
L.4.1.12 Hopper (HP-01)	218
L.4.1.13 Blower (B-01)	221
L.4.1.14 Reaktor CSRT (R-01)	222
L.4.1.15 Pompa (P-101)	236
L.4.2 Utilitas.....	244
L4.2.1 Boiler (B-01).....	244
L4.2.2 Cooling Tower (CT-101)	245
LAMPIRAN 5	251
ANALISIS EKONOMI	251
L5.1. Ketetapan yg diambil	251
L5.2. Index harga	251
L5.3. Daftar Harga peralatan.....	253
L5.3.1 Daftar Harga peralatan utama	255
L5.3.2 Daftar Harga peralatan penunjang	257
`	259
L5.4. Daftar Gaji Karyawan	260
L5.5. Perhitungan Modal Investasi (TCI)	261
L5.6. Modal Kerja (Working Capital).....	264
L5.7. Struktur Permodalan	265
L5.8. Angsuran Pokok Pinjaman dan Bunga Bank	267
L5.9. Biaya Bahan Baku dan Penunjang.....	268
L5.9.1 Biaya Bahan Baku.....	268
L5.10 Hasil Penjualan Produk.....	271
L5.11. Salvage Value	271
L5.12. Depresiasi.....	272

5.13. Perhitungan Biaya Produksi Total (total production cost)	274
L5.14. Break Even Point	282
L5.15. Laba Rugi dan Pajak	284
L5.16. Minimum Payback Period (MPP).....	286
L5.17. Internal Rate of Return.....	288
L5.18. Kelayakan Proyek	289

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1. 1 Peta Lokasi Pabrik	6
Gambar 3. 1 <i>Blog Flow Diagram Aspirin</i>	12
Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif Massa	15
Gambar 3. 3 Diagram Alir Kuantitatif Energi.....	16
Gambar 3. 4 Sistem Pengendalian Reaktor	18
Gambar 3. 5 Sistem Pengendalian Rotary Vacum Filter.....	19
Gambar 3. 6 Sistem Pengendalian Tangki Penyimpanan.....	20
Gambar 3. 7 Skema Unit Utilitas Pabrik Aspirin	22
Gambar 3. 8 Tata Letak Alat Proses Pabrik Aspirin	24
Gambar 3. 9 Tata Letak Pabrik Aspirin	26
Gambar 4. 1 Silo Kalsium Oksida (S-02).....	28
Gambar 4. 2 Silo Asam Salisilat (S-01)	29
Gambar 4. 3 Silo Aspirin (S-03)	30
Gambar 4. 4 Tangki Penyimpanan Asetat Anhidrat (T-01)	31
Gambar 4. 5 Tangki Penyimpanan Asam Asetat (T-02)	31
Gambar 4. 6 Bucket Elevator Aspirin (BE-01)	32
Gambar 4. 7 Cooling Conveyor (CV-01).....	33
Gambar 4. 8 Hopper (HP-01)	34
Gambar 4. 9 Ball Mill (BM-01)	35
Gambar 4. 10 Screen (SCR-01).....	36
Gambar 4. 11 Heating Conveyor (HC-01)	37
Gambar 4. 12 Rotary Dryer (RD-01)	38
Gambar 4. 13 Rotary Vacum Filter (F-01).....	39
Gambar 4. 14 Reaktor RATB (R-01)	40
Gambar 4. 15 Blower (B-01).....	42
Gambar 4. 16 Pompa proses.....	43
Gambar 4. 17 Belt Conveyor (BC-01)	43
Gambar 4. 18 Gudang Bahan Baku	44

Gambar 4. 19 Pre-Heater Asetat Anhidrat (HE-01)	45
Gambar 4. 20 Pre-Heater Asam Asetat (HE-02)	47
Gambar 4. 21 Pre-heater Udara (HE-03).....	48
Gambar 4. 22 Screen Bar (SF-01)	50
Gambar 4. 23 Bak Reservoir (BP-01)	50
Gambar 4. 24 Bak koagulasi (BK-01).....	51
Gambar 4. 25 Bak Sedimentasi	52
Gambar 4. 26 Tangki sand filter (TF-01)	52
Gambar 4. 27 Bak penampung air bersih (BP-03)	53
Gambar 4. 28 Tangki Ion Exchange (IE-01).....	54
Gambar 4. 29 Tangki Penampung air sanitasi (T-06)	55
Gambar 4. 30 Tangki Penampung air pendingin (T-07)	56
Gambar 4. 31 Tangki Bahan bakar (T-08)	57
Gambar 4. 32 Tangki penyimpan boiler (T-09)	58
Gambar 4. 33 Water tube Boiler	59
Gambar 4. 34 Cooling Tower (CT-01).....	59
Gambar 4. 35 Pompa Utilitas	60
Gambar 6. 1 Struktur Organisasi PT. Aspirin	74
Gambar 6. 2 Grafik BEP	94
Gambar L.2. 1 Diagram Alir Neraca Massa Proses Reaktor.....	149
Gambar L.2. 2 Diagram Energi Reaktor (R-01)	152
Gambar L.2. 3 Diagram Alir Massa Rotary Vacuum Filter	158
Gambar L.2. 4 Diagram Alir Neraca Massa Rotary Dry.....	162
Gambar L.2. 5 Diagram Alir Neraca Energi Rotary Dry	164
Gambar L.2. 6 Diagram Alir Neraca Massa Ball Mill	166
Gambar L.2. 7 Diagram Alir Neraca Massa Proses Screen	168
Gambar L.2. 8 Diagram Alir Proses Neraca Energi Heater (HE-01).....	169
Gambar L.2. 9 Diagram Alir Proses Neraca Energi Heater (HE-02).....	171

Gambar L.4. 1 Dimensi Head	191
Gambar L.4. 2 Grafik Perbandingan Nilai jH Dengan Bilangan Reynold Annulus, $jH = 12$	195
Gambar L.4. 3 Grafik Perbandingan Nilai jH dengan Bilangan Reynold pada Pipa Bagian Dalam, $jH = 20$	197
Gambar L.4. 4 Dimensi Head Silo Kalsium Oksida (S-02)	204
Gambar L.4. 5 Dimensi Perancangan Head (R-01).....	226
Gambar L.4. 6 propeller with 3 blades	228
Gambar L.4. 7 Dimensi Perancangan Tangki Berpengaduk	228
Gambar L.4. 8 Grafik Penentuan NP	231
Gambar L.4. 9 Perancangan Nozzle Reaktor	235
Gambar L.4. 10 Kurva Pompa.....	243
Gambar L.4. 14 Penentuan Konsentrasi Air (CT-101)	248
Gambar L.4. 15 Perhitungan Daya Fan (CT-101).....	249
 Gambar L.5 1 Chemical Engineering Plant Cost Index	 252
Gambar L.5 2 Grafik BEP Tahun Pertama.....	283

DAFTAR TABEL

Tabel 1. 1 Data Konsumsi aspirin di Indonesia.....	2
Tabel 1. 2 Proyeksi Jumlah Konsumsi Proyeksi Jumlah Konsumsi Aspirin di Indonesia	2
Tabel 1. 3 Data Impor di Indonesia	3
Tabel 1. 4 Proyeksi Jumlah ImporProyeksi Jumlah Impor Aspirin di Indonesia,.....	3
Tabel 1. 5 Data Ekspor Aspirin di Indonesia	3
Tabel 1. 6 Proyeksi Jumlah Ekspor Aspirin di Indonesia,	4
Tabel 1. 7 Selisih antara Penawaran dan Permintaan pada Tahun Pendirian Pabrik	4
Tabel 1. 8 Kapasitas Ekonomis Pabrik Pabrik Aspirin di Dunia	5
 Tabel 2. 1 Seleksi Proses	10
 L.1. 1 Spesifikasi Asam Asetil Salisilat	103
L.1. 2 Spesifikasi Asam Salisilat.....	103
L.1. 3 Spesifikasi Asam Anhidrat	103
L.1. 4 Spesifikasi kalsium Oksida	104
L.1. 5 Spesifikasi Kalsium Asetat	104
L.1. 6 Spesifikasi Air.....	105
L.1. 7 Spesifikasi Asam Asetat	105
 Tabel L.2. 1 Komposisi Massa Bahan Baku	147
Tabel L.2. 2 Komposisi Massa Produk	148
Tabel L.2. 3 Berat Molekul Bahan pada Proses Produksi Apirin	148
Tabel L.2. 4 Panas Spesifik Bahan pada Proses Produksi Aspirin.....	148
Tabel L.2. 5 Properti Fisik dan Kimia Bahan pada Proses Produksi Aspirin	149
Tabel L.2. 6 Ringkasan Neraca Massa Reaktor RATB.....	151
Tabel L.2. 7 Diagram Alir Neraca Energi Reaktor	154
Tabel L.2. 8 Panas Reaksi di Reaktor (R-01).....	158

Tabel L.2. 9 Komponen Filtrat Rotary Vacum	159
Tabel L.2. 10 Ringkasan Neraca Massa Rotary Vacum Filter	161
Tabel L.2. 11 Feed Masuk Rotary Dry	162
Tabel L.2. 12 Produk Solid Rotary Dry	162
Tabel L.2. 13 Ringkasan Neraca Massa Rotary Dry	163
Tabel L.2. 14 Entalpi Bahan Masuk Rotary Dry	164
Tabel L.2. 15 Entalpi Bahan Keluar Kering Rotary Dry	164
Tabel L.2. 16 Entalpi Campuran Keluar Bahan Kering Rotary Dry	165
Tabel L.2. 17 Neraca Energi Total Rotary Dry	166
Tabel L.2. 18 Feed Masuk Ball Mill	167
Tabel L.2. 19 Neraca Massa Ball Mill	167
Tabel L.2. 20 Feed Masuk Screen	168
Tabel L.2. 21 Neraca Massa Screen	168
Tabel L.2. 22 Neraca Energi Heater (HE-01)	170
Tabel L.2. 23 Neraca Energi Heater (HE-01)	172
Tabel L.3. 1 Total Kebutuhan Air Umpan Boiler	177
Tabel L.3. 2 Total Kebutuhan Air Pendingin	179
Tabel L.4. 1 Data Properti Fisik Fluida pada Heater-01	193
Tabel L.4. 2 Pressure Drop Heater (HE-01)	198
Tabel L.4. 3 Data Awal Perancangan Rotary Dry	205
Tabel L.4. 4 Data Awal Rotary Vacum Filter	209
Tabel L.4. 5 Densitas Cooling Conveyor	212
Tabel L.4. 6 Data Awal Belt Conveyor	213
Tabel L.4. 7 Komponen massa masuk di R-01	223
Tabel L.4. 8 Trial and Error nilai n	231
Tabel L.4. 9 Densitas Air (CT-01)	246
Tabel L.5. 1 Index Harga Tahun 1997-2018	252
Tabel L.5. 2 Proyeksi Index Harga Tahun 2019 - 2027	253

Tabel L.5. 3 Harga Peralatan Utama	255
Tabel L.5. 4 Harga peralatan Penunjang	257
Tabel L.5. 5 Daftar Gaji Karyawan	260
Tabel L.5. 6 Kenaikan Gaji Pertahun	261
Tabel L.5. 7 Direct Fixed Capital Investment	262
Tabel L.5. 8 Indirect Fixed Capital Investment (IFCI)	263
Tabel L.5. 9 Biaya Bahan Baku <i>Trial Run</i> 14 hari.....	264
Tabel L.5. 10 Biaya Bahan Penunjang Trial Run 14 hari	264
Tabel L.5. 11 Biaya Bahan Baku Selama 90 Hari.....	264
Tabel L.5. 12 Biaya Bahan Penunjang Selama 90 Hari	265
Tabel L.5. 13 Total <i>Working Capital Investment</i> (WCI)	265
Tabel L.5. 14 Angsuran dan Sisa Angsuran	267
Tabel L.5. 15 Biaya Bahan Baku Tahun Pertama	268
Tabel L.5. 16 Biaya Bahan Baku Tahun Kedua.....	268
Tabel L.5. 17 Biaya Bahan Baku Tahun Ketiga.....	268
Tabel L.5. 18 Total Biaya Bahan Baku Hingga Tahun Kesepuluh.....	268
Tabel L.5. 19 Biaya Bahan Baku Penunjang Tahun Pertama	269
Tabel L.5. 20 Biaya Bahan Baku Penunjang Tahun kedua.....	269
Tabel L.5. 21 Biaya Bahan Baku Penunjang Tahun Ketiga.....	269
Tabel L.5. 22 Biaya penunjang tiap tahun, dengan kenaikan harga produk sebesar 10% per tahun.....	270
Tabel L.5. 23 Biaya Start-Up tiap tahun	270
Tabel L.5. 24 Biaya Abodemen Listrik.....	270
Tabel L.5. 25 Total Penjualan Aspirin Hingga Tahun Kesepuluh	271
Tabel L.5. 26 Nilai Depresiasi Per-tahun	273
Tabel L.5. 27 Biaya Produksi Pertama dan Kedua.....	274
Tabel L.5. 28 Biaya Produksi Ketiga dan Keempat	275
Tabel L.5. 29 Biaya Produksi Kelima dan Keenam	277
Tabel L.5. 30 Biaya Produksi Ketujuh dan Kedelapan	278
Tabel L.5. 31 Biaya Produksi Kesembilan dan Kesepuluh.....	280
Tabel L.5. 32 <i>Break Even Point</i>	282
Tabel L.5. 33 Laba, Rugi, dan Pajak	284

Tabel L.5. 34 Kalkulasi Net Cash Flow at Present Value	286
Tabel L.5. 35 Kalkulasi Net Cash Flow at Present Value Setelah Goalseek	288
Tabel L.5. 36 kelayakan Proyek	289

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Di Indonesia dengan perkembangan zaman yang semakin maju, bidang industri terus didirikan seperti, industri kimia. Industri kimia di Indonesia merupakan salah satu industri yang sering mengalami perkembangan yang signifikan. Perkembangan industri kimia berkaitan dengan industri farmasi. Menurut kementerian perindustrian Indonesia saat ini, Indonesia untuk memenuhi kebutuhan bahan baku obat-obatan farmasi masih mengimpor dari luar negeri.

Salah satu upaya untuk kemajuan industri farmasi di Indonesia serta mengurangi devisa negara yaitu dengan mendirikan pabrik farmasi yang berintegritas mulai dari pembuatan bahan baku sampai dengan pemasarannya. Berdasarkan dari penemuan Handal Vega 2001, asam asetil salisilat (aspirin) merupakan bahan baku obat yang sering digunakan dalam industri farmasi yang paling sukses di dunia, secara medis aspirin dapat digunakan sebagai *analgesic* (penenang), dan *anti-inflammatory* aplikasi tersebut terus berlangsung sampai saat ini. Penemuan terbaru juga menjelaskan bahwa aspirin dapat mengurangi kemungkinan penyakit stroke, serangan jantung dan komplikasi yang terjadi setelah insiden kardiovaskular (US20090005592A1 Aspirin 2009, n.d.)

Produksi aspirin saat ini hanya terdapat di satu industri, yaitu di PT. Bayer Indonesia. Namun bahan baku pembuatan aspirin masih mengimpor dari luar negeri untuk dapat memenuhi banyaknya kebutuhan dalam negeri. Dikarenakan kebutuhan dalam negeri masih terbilang besar maka pabrik yang akan kami memiliki peluang yang besar untuk didirikan di dalam negeri. Untuk memenuhi kebutuhan tersebut, Indonesia mengimpor aspirin dalam jumlah yang relatif besar dari beberapa negara seperti Jepang, Spanyol dan Polandia. Adanya faktor-faktor tersebut sangat dimungkinkan jika pabrik aspirin didirikan di Indonesia. Ketersediaan teknologi yang memadai dan sumber daya manusia yang mendukung dapat dipertimbangkan untuk mendirikan pabrik aspirin. Dengan demikian, Indonesia tidak perlu mengimpor aspirin dari negara lain untuk memenuhinya. Sedangkan, jika pabrik aspirin sudah memiliki kemajuan yang sangat pesat di Indonesia, maka Indonesia dapat mengekspor Aspirin ke luar negeri dan dapat menjadi sumber devisa negara. Pembangunan pabrik aspirin ini cukup menguntungkan untuk sektor ekonomi industri farmasi.

1.2 Data Analisis Pasar

Analisa pasar yang dijelaskan untuk mendapatkan kapasitas produksi suatu pabrik akan mempengaruhi perhitungan teknis maupun ekonomis dalam perancangan pabrik. Penentuan kapasitas perancangan pabrik terdapat faktor – faktor yang harus dipertimbangkan yaitu dengan berbagai aspek seperti, impor, ekspor, produksi dan konsumsi. Metode yang digunakan pada pra rancangan pabrik aspirin ini yaitu, menggunakan metode rata-rata pertumbuhan.

1.2.1 Data Produksi

Perusahaan yang memproduksi aspirin di Indonesia adalah PT Bayer Indonesia. PT Bayer Indonesia merupakan satu-satunya perusahaan yang memproduksi aspirin di Indonesia sebesar 2000 ton/tahun, oleh sebab itu data produksi aspirin PT Bayer Indonesia, digunakan sebagai dasar analisis kebutuhan produk aspirin dan juga terhadap impor sebagai pemenuh kebutuhan aspirin di Indonesia maupun negara tetangga Indonesia.

1.2.2 Data Konsumsi

Data konsumsi yang digunakan menggunakan data sekunder dari data turunan aspirin (analgesik) dengan kandungan 90%.

Tabel 1. 1 Data Konsumsi aspirin di Indonesia

Tahun	Jumlah konsumsi (ton)	Pertumbuhan (%)
2018	343,4	-
2019	342,5	-0,262085032
2020	345,5	0,875912409
2021	364,7	5,557163531
2022	376	3,153276666

Sumber : Badan Pusat Statistik (2023)

Tabel 1. 2 Proyeksi Jumlah Konsumsi Proyeksi Jumlah Konsumsi Aspirin di Indonesia

Tahun	Proyeksi Jumlah Konsumsi (ton)
2023	383
2024	390
2025	398
2026	405
2027	413

Hasil proyeksi data konsumsi pada tahun 2027 yaitu sebesar 413 Ton/Tahun.

1.2.3 Data Impor

Kebutuhan aspirin di Indonesia mengalami kenaikan dan penurunan disetiap tahunnya. Berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik 2023 diperoleh data impor aspirin di Indonesia yang ditunjukkan pada table 1.3

Tabel 1. 3 Data Impor di Indonesia

Tahun	Jumlah Impor (ton)	Pertumbuhan (%)
2018	227,826	-
2019	259,668	13,97645572
2020	389,322	49,93068072
2021	344,144	-11,60427615
2022	398,826	15,88927891

Sumber : Badan Pusat Statistik (2023)

Tabel 1. 4 Proyeksi Jumlah Impor Aspirin di Indonesia,

Tahun	Proyeksi Jumlah Impor (ton)
2023	453,21
2024	515,03
2025	585,27
2026	665,09
2027	755,80

Hasil proyeksi data impor pada tahun 2027 yaitu sebesar 755,80 Ton/Tahun.

1.2.4 Data Ekspor

Berdasarkan Badan Pusat Statistik tahun 2023 diperoleh data ekspor ditunjukkan pada tabel 1.5.

Tabel 1. 5 Data Ekspor Aspirin di Indonesia

Tahun	Jumlah Ekspor (ton)	Pertumbuhan (%)
2018	959,178	-
2019	795,699	-17,04365613
2020	945,6	18,83890768
2021	1006,745	6,466264805
2022	2546,649	152,9586936

Sumber : Badan Pusat Statistik (2023)

Tabel 1. 6 Proyeksi Jumlah Ekspor Aspirin di Indonesia,

Tahun	Proyeksi Jumlah ekspor (ton)
2023	3367,79
2024	4453,70
2025	5889,75
2026	7788,85
2027	10300,29

Hasil proyeksi data ekspor pada tahun 2027 yaitu sebesar 10300,29 Ton/Tahun.

1.3 Penentuan Kapasitas Pabrik

Untuk menentukan nilai produk, sangat penting untuk mengetahui kondisi jual beli permintaan barang di pasar. Peningkatan atau penurunan nilai penawaran dan permintaan ini mempengaruhi penjualan produk. Hal ini juga mempengaruhi keuntungan yang diterima oleh pabrik. Berdasarkan data konsumsi, impor, ekspor dan produksi aspirin yang diterima, dapat disimpulkan bahwa perkiraan nilai produksi dapat digunakan untuk perbandingan ketika menentukan data analisis pasar untuk tahun pendirian pabrik. Tabel 1.7 memperlihatkan peluang pasar yang diperoleh dari data selisih penawaran dan permintaan berdasarkan tahun berdirinya pabrik yaitu 2027.

Tabel 1. 7 Selisih antara Penawaran dan Permintaan pada Tahun Pendirian Pabrik

	Penawaran (ton)		Permintaan (ton)	
	Produksi	2000	Konsumsi	413
	Impor	755,80	Ekspor	10300,29
Total	2755,80		10.713	
Selisih	7.957			

Berdasarkan tabel 1.7 selisih antara penawaran dan permintaan aspirin diketahui bahwa pada tahun 2027 permintaan aspirin di Indonesia lebih besar dibandingkan dari penawaran. Hal tersebut menunjukkan bahwa pada tahun 2027 masih ada peluang untuk mendirikan pabrik aspirin di Indonesia. Produksi aspirin di dunia dapat dilihat pada tabel 1.8

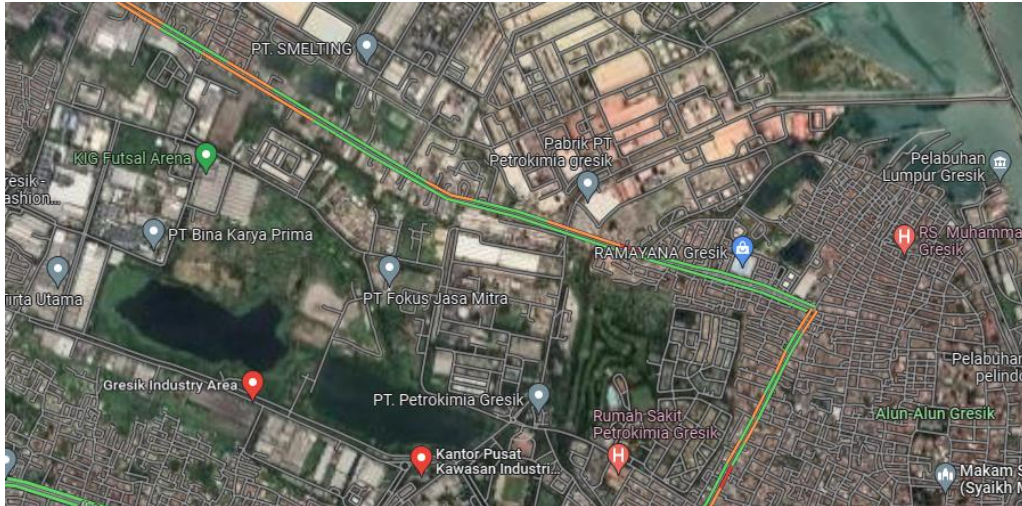
Tabel 1. 8 Kapasitas Ekonomis Pabrik Pabrik Aspirin di Dunia

No.	Perusahaan	Negara	Kapasitas Produksi (ton)
1.	Arab Factory	Arab Saudi	1200
2.	China Production	China	3500
3.	Bayer Factory at Lada	USA	6000
4.	JQC (Huayin) Pharmaceutical Co., Ltd	China	8500
5.	Bayer	Germany	12000

Dapat dilihat pada tabel 1.8, dari tabel tersebut menunjukkan bahwa kapasitas terkecil untuk pabrik aspirin terdapat pada nilai kapasitas sebesar 1.200 ton/tahun. Dengan menggunakan hasil analisis penawaran dan permintaan serta informasi kapasitas produksi terkecil di dunia, maka kapasitas minimum pabrik aspirin yaitu sebesar 1.200 ton/tahun, sedangkan kapasitas maksimum mencapai 7.957 ton/tahun. Dengan mempertimbangkan produksi aspirin di Indonesia hanya 2000 ton/tahun, dikarenakan industri aspirin merupakan industri satu-satunya yang berdiri di Indonesia sehingga, untuk memenuhi 62,83 % kebutuhan aspirin dan mengurangi jumlah impor di Indonesia pada tahun 2027. Maka kapasitas produksi aspirin pada pabrik ini yaitu sebesar 5.000 ton/tahun.

1.4 Penentuan Lokasi

Penentuan lokasi pabrik merupakan salah satu hal terpenting dalam mendirikan suatu pabrik. Penentuan lokasi untuk pabrik aspirin harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar pabrik. Oleh sebab itu, pabrik sabun aspirin direncanakan akan didirikan di daerah Kawasan Industri Gresik, Jawa timur di Kecamatan gresik. Lokasi ini akan dipilih karena terdapat pelabuhan untuk keperluan bongkar muat bahan baku. Sehingga transportasi pengiriman dapat menggunakan jalur laut yang terjangkau secara ekonomis dan jalur pelayaran Jawa Timur dilalui oleh pelayaran antara Asia dan Australia. Berikut merupakan peta lokasi pabrik yang ditunjukkan pada gambar 1.1



Gambar 1. 1 Peta Lokasi Pabrik

Lokasi ini dipilih berdasarkan 8 faktor diantaranya:

1.4.1 Pasokan Bahan Baku

Ketersediaan bahan baku merupakan hal yang terpenting dalam pemilihan lokasi untuk mendirikan pabrik. Bahan Baku Utama aspirin yaitu, kalsium oksida terdapat di PT. Giri Mulia yang berada di Gresik, Jawa Timur sedangkan asam salisilat di PT. Guangzhou Zio Chemical Co., Ltd, dan asetat anhidrat terdapat di PT. Changsheng Chemical Co. Ltd, diperoleh dari impor Cina, dimana lokasi Kawasan industri tidak jauh jaraknya dari pelabuhan sehingga dapat mempermudah proses ekspor dan impor.

1.4.2 Lokasi berkenaan dengan pasar

Indonesia adalah negara industri yang terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Indonesia sebagai pasar yang baik bagi Aspirin. Produk aspirin akan dipasarkan didalam negeri. Oleh karena itu, Kabupaten Gresik, Jawa Timur sangat cocok karena dekat dengan Pelabuhan sehingga memudahkan distribusi produk antar pulau baik melalui jalan darat maupun laut. Hal ini menjadikan Indonesia sebagai pasar yang baik bagi Aspirin. Aspirin yang dihasilkan dapat dipasarkan untuk industri-industri kosmetik, dan farmasi.

1.4.3 Fasilitas Transportasi

Gresik merupakan daerah yang sangat strategis dalam hal transportasi karena dekat dengan Surabaya yang merupakan pusat pemerintahan Provinsi Jawa Timur. Gresik juga berdekatan dengan pelabuhan laut, bandara, serta sarana transportasi darat yang terhubung

dengan baik ke berbagai daerah di Jawa Timur. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran

1.4.4 Ketersediaan tenaga kerja

Tenaga kerja pada pabrik sabun kertas ini didapat dari masyarakat lokal sekitar daerah juga masyarakat luar. Tenaga kerja juga merupakan hal yang cukup penting untuk menunjang kelancaran proses produksi. Tenaga kerja ini meliputi tenaga kerja terdidik, terampil, dan tenaga kerja kasar.

1.4.5 Ketersediaan utilitas

Kebutuhan sarana prasarana baik berupa air untuk konsumsi pabrik, sanitasi pekerja, listrik, bahan bakar dan sarana lainnya perlu diperhatikan agar produksi dapat berjalan dengan baik. Salah satu kawasan industri berskala besar (PT. Petrokimia Gresik), Gresik telah mempunyai sarana-sarana pendukung yang memadai.

1.4.6 Ketersediaan Tanah

Kawasan industri Kabupaten Gresik letaknya jauh dari pemukiman warga sehingga tidak mengganggu kenyamanan warga. Gresik memiliki kemungkinan untuk perluasan pabrik karena belum terlalu banyak pabrik berdiri disana sebagai kawasan industri.. Tanah kering dipilih agar bangunan pabrik tetap stabil. Kondisi pabrik atau lokasi lapangan, pengairan yang baik dan pengelolaan limbah yang baik juga harus diperhatikan.

1.4.7 Dampak Lingkungan

Lokasi didirikan di Kawasan industri dan mengenai kebijakan terhadap lingkungan sudah diatur dalam peraturan daerah dari pemerintahan Kabupaten Gresik yang dimana, keberadaan pabrik tidak boleh mencemari lingkungan di sekitarnya.

1.4.8 Iklim

Iklim di daerah Kabupaten Gresik sangat berpotensi untuk mendirikan suatu pabrik.

BAB 2

TEKNOLOGI PROSES

2.1 Teknologi yang Tersedia

Proses pembuatan asam asetil salisilat (aspirin) dapat dilakukan dengan beberapa metode, antara lain :

2.1.1 US Patent US6278014B1 dan Jurnal Prarancangan Pabrik Aspirin dengan Proses Sintesis Asam Salisilat, Asetat Anhidrat, dan Kalsium Oksida Kapasitas 2000 ton/tahun

Mengacu pada US patent US6278914B, memberikan metode untuk sintesis asam asetil salisilat yang terdiri dari pencampuran anhidrida asetat dan asam salisilat dengan acuan stoikiometri dengan tambahan kalsium dioksida atau seng dioksida sebagai pendukung, Pada penggunaan CaO hasil asam asetil salisilat tidak kurang dari 98-99 %, sisanya merupakan asam salisilat bebas. dimana reaksi yang terjadi pada proses pembentukan aspirin ini yaitu secara eksotermis. Pelarut yang digunakan yaitu asam asetat yang dipanaskan hingga 90°C kemudian didinginkan sampai 20°C. Suhu proses dalam reaktor yaitu 98°C selama 2-3 jam, menggunakan reaktor alir berpengaduk atau reaktor CSTR kemudian larutan dipompa ke filter dan didinginkan hingga 0°C untuk membantu proses kristalisasi produk. Asetat anhidrid dan asam salisilat digunakan dalam proporsi stoikiometri yang tepat sehingga dapat diperoleh pada skala uji coba industri. Produk reaksi menghasilkan 70 % aspirin dan sekitar 30 % Ca atau Zn asetat yang terbentuk. Dengan menggunakan metode ini memiliki banyak keuntungan diantaranya tidak diperlukannya rekristalisasi untuk pembuatan tablet, biaya relative rendah, tidak diperlukannya pemanas internal, tidak mencemari lingkungan serta tidak memerlukan waktu yang lama. produk reaksi akhir tanpa proses distilasi atau pemurnian dari asam asetil salisilat dan kalsium asetat atau seng asetat kurang dari 2% berasal dari pemanasan CaO dan ZnO melalui kalsinasi sehingga kemungkinan timbul pengotor.

Mengacu pada (Novelia, dkk 2020) yang merupakan jurnal pendukung patent US6278914B1, dimana metode pembuatan aspirin terdiri dari empat tahap utama yaitu, persiapan bahan baku, tahap sintesis, tahap pengeringan, dan tahap pengepakan. Bahan baku yang digunakan yaitu asam salisilat, asetat anhidrat, dan kalsium oksida yang direaksikan dalam reaktor tangki berpengaduk (RATB) dengan kondisi operasi tekanan 1 atm dan suhu 70°C waktu reaksi 20 menit serta konversi 95-99%. Ada beberapa kondisi proses pada patent

US6278914B yang tidak dijelaskan maka dari itu jurnal ini dapat melengkapi kondisi proses untuk menjalankan prarancangan pabrik pembuatan asam asetilsalisilat atau aspirin.

Mengacu pada K-patens PR-23 yang merupakan paten pendukung untuk patent US627891B1 dimana pada paten tersebut menjelaskan lebih rinci dan detail terkait alat-alat untuk proses sintesis aspirin atau asam asetilsalisilat.

2.1.2 US Patent 2,987,539

Pada patent ini menjelaskan metode untuk mensintesis asam asetil salisilat menggunakan zat kuat. Proses ini menjelaskan untuk menghasilkan produk dengan kemurnian tinggi dan hasil yang mendekati teoritis atau sempurna dengan adanya proses rekristalisasi yang berulang menggunakan distilasi. Dimana hasil kemurnian produk atau yield yang didapat yaitu 93%. Suhu proses yang diatur yaitu 85°C dengan tekanan 1,01325 bar dengan waktu pencampuran reaksi 1,5 jam dan konversinya yaitu 90% dalam reaktor. Pada proses rekristalisasi larutan induk yang banyak mengandung anhidrat asetat digabungkan dan dibagi 30-70% kemudian kembali di umpankan ke reaktor kedua. Hasil tersebut di dispersi dibawah tekanan rendah untuk mendapatkan residu yang dapat dikonversi dan diasamkan dengan asam sulfat sehingga asam asetat dapat dipulihkan kembali untuk mencuci *cake* di filter.

2.2 Seleksi Proses

Proses yang digunakan pada pra-rancangan pabrik ini yaitu dengan beberapa metode, yang masing-masing memiliki kelebihan dan kekurangan masing-masing. Proses pendirian pabrik ini berdasarkan dari modifikasi referensi US Patent US6278014B1 dan Jurnal Jurnal Prarancangan Pabrik Aspirin dengan Proses Sintesis Asam Salisilat, Asetat Anhidrat, dan Kalsium Oksida Kapasitas 2000 ton/tahun, dimana menggunakan bahan baku asetat anhidrat, asam salisilat. Proses tersebut dipilih berdasarkan dari parameter pembandingan, seperti efisiensi proses, keamanan teknologi, dan efisiensi biaya.

2.2.1 Efisiensi Proses

Tingkat efisiensi suatu proses dinilai dari beberapa faktor diantaranya adalah teknologi kemudahan operasi. Proses produksi aspirin yang akan didirikan ini adalah proses menggunakan alat yang lebih sederhana dan juga sistem operasi yang mudah serta bahan baku yang digunakan mudah di dapatkan.

2.2.2 Keamanan Teknologi

Suatu sistem dan metode yang menggunakan temperature yang rendah 60-70 ° C dan tekanan 1 atm. Serta bahan baku non polutan terhadap lingkungan karena tidak menghasilkan residu asam maupun pelarut organic sedangkan pada US2,987,539 menggunakan temperatur 85° C dan menggunakan pelarut asam sulfat yang dapat menyebabkan residu asam dan polutan terhadap lingkungan sekitar pabrik.

2.2.3 Biaya

Dari segi biaya pada US6278014B1 proses ini tidak perlu alat tambahan seperti menara distilasi karena tidak menggunakan proses rekristalisasi produk akhir yaitu campuran aspirin dan ekspien sehingga produk dapat langsung dikemas menjadi tablet. Temperatur yang digunakan relative rendah sehingga dapat menekan biaya utilitas. Sedangkan pada US2,987,539 memerlukan alat tambahan seperti menara distilasi dan menggunakan temperatur lebih tinggi dibandingkan US6278014B1 sehingga dapat menambah biaya alat proses.

Tabel 2. 1 Seleksi Proses

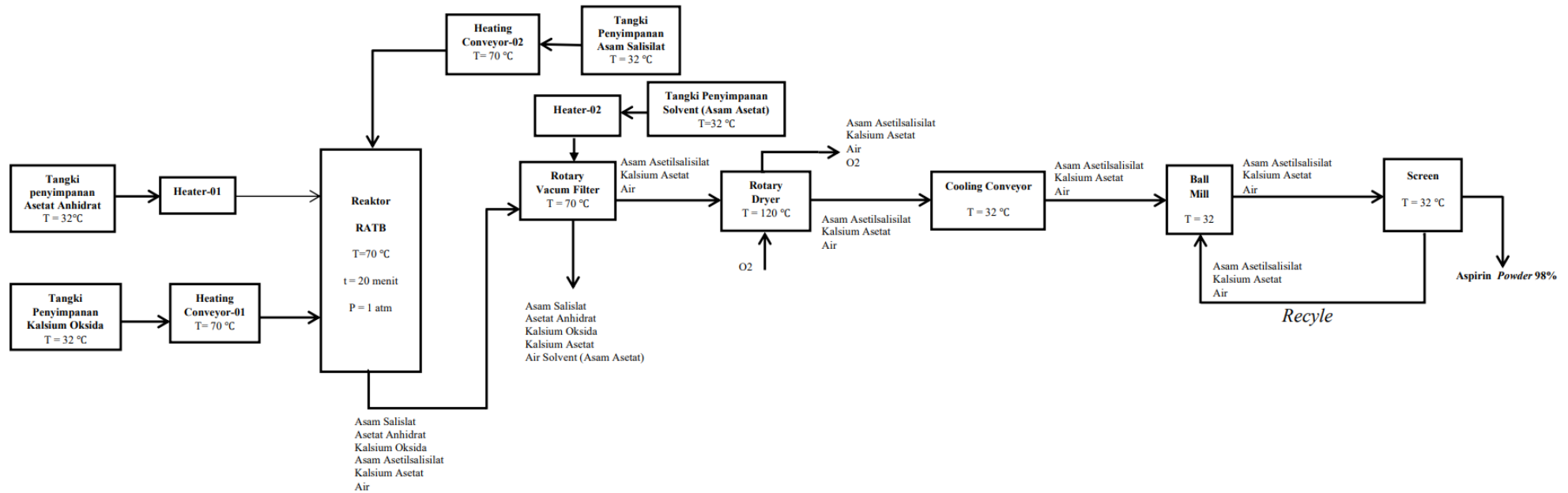
Jenis Perbandingan	US Patent US6278014B1 (2001) dan Jurnal	US Patent 2,987,539 (1961)
Kondisi Operasi Reaktor	Reaktor RATB P = 1,013 bar T = 60 – 70 C	Reaktor P = 1,013 bar T = 85 C
Bahan Baku	Asam salisilat, asetat anhidrat, dan kalsium oksida	Asam salisilat, asetat anhidrat, dan asam sulfat
Reaksi	Eksotermis	Eksotermis
Konversi	98 %	90 %
Yield	98%	93 %
Fasa	Padat – Cair	Padat - Cair
Waktu Reaksi	20 menit	1,5 jam

BAB 3

RANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses

Proses produksi aspirin yang akan didirikan berdasarkan dari US patent US6278914B1 dan sumber pendukung lain, yaitu jurnal Prarancangan Pabrik Aspirin. Tahapan utama pada proses pembuatan aspirin yaitu dengan menyiapkan kalsium oksida serta memanaskan asam salisilat dalam heating conveyor dan asetat anhidrat dalam heater sampai suhu 70°C. Kemudian direaksikan ke dalam reaktor berpengaduk untuk proses sintesis dengan suhu 70°C selama 20 menit sehingga terbentuk slurry. Keluaran slurry yang terdiri dari asam salisilat, asetat anhidrat, kalsium oksida, kalsium asetat, asam asetil salisilat dan air kemudian diumpankan kedalam rotary vacuum filter untuk dicuci dengan solvent (asam asetat) sehingga terbentuknya filtrat dan cake, adapun filtrat yang ikut terlarut dalam solvent (asam asetat) yaitu, asam salisilat, asetat anhidrat, kalsium oksida, dan kalsium asetat sedangkan cake yang terbentuk kalsium asetat, asam asetil salisilat dan air. Cake tersebut dikeringkan didalam rotary dry dengan suhu 120°C kemudian di dinginkan kedalam cooling conveyor sampai suhu 32°C. Setelah proses tersebut dimasukan kedalam ball mill dan screen untuk dihaluskan sampai terbentuknya powder aspirin 98%. Berikut ini merupakan diagram blok proses produksi aspirin ditampilkan pada gambar 3.



Gambar 3. 1 Blog Flow Diagram Aspirin

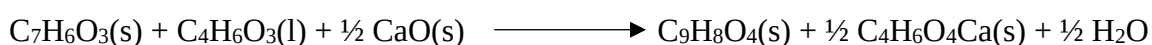
3.2 Deskripsi Proses

3.2.1 Perlakuan Awal Bahan Baku

Tahapan pertama pada proses produksi yaitu perlakuan awal bahan baku. Menyiapkan bahan baku yang dibutuhkan untuk membuat aspirin seperti asam asetat anhidrat 99%, asam salisilat 99%, dan kalsium oksida -100 *mesh*. Semua bahan tersebut dimasukkan kedalam tangki penyimpanan masing-masing. Dengan dilakukan pre-heater terlebih dahulu sebelum memasuki reaktor dengan suhu 70°C. Untuk bahan baku dengan fasa padat proses pemanasan dilakukan menggunakan heating conveyor dan Heater untuk fasa cair.

3.2.2 Proses Utama

Proses utama pada proses produksi ini yaitu proses sintesis aspirin dengan kalsium oksida yang terjadi pencampuran didalam reaktor. Proses tersebut terjadi dengan mereaksikan asam asetil dan asetat anhidrat yang ditambahkan kalsium oksida dengan hasil produk samping kalsium asetat dan air. Reaksi antara asam salisilat dan asetil anhidrat sebagai berikut :



Dapat ditunjukkan dalam reaksi tersebut dimana untuk mendapatkan produk asam asetilsalisilat ($\text{C}_9\text{H}_8\text{O}_4$) dengan mereaksikan asam salisilat ($\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_3$), asetat anhidrat ($\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3$) dan kalsium oksida (CaO) dalam perbandingan stoikiometri yang tepat. Pada blok flow diagram diatas, dapat dilihat bahwa sebelum memasuki reaktor, kalsium oksida, asam salisilat yang disimpan didalam tangki silo sebelum diumpankan ke reaktor terlebih dahulu dimasukan kedalam heating conveyor untuk dipanaskan pada suhu 70 °C dan asetat anhidrat yang berada didalam tangki penyimpanan asetat anhidrat terlebih dahulu dipanaskan di dalam heater *double pipe* pada suhu 70 °C dengan masing-masing tekanan 1 atm. Setelah dipanaskan diumpankan ke reaktor, Adapun jenis reaktor yang digunakan yaitu reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Reaksi berjalan secara eksotermis maka diperlukan *jacket* pendingin pada reaktor untuk menjaga suhu di reaktor. Reaksi berlangsung dalam fase cair. Temperatur reaksi dijaga pada suhu 70 °C tekanan 1 atm dengan waktu reaksi 20 menit. Pasta Asam asetilsalsilat yang telah terbentuk, kemudian diumpankan ke rotary vacuum filter dengan penambahan solvent pencuci (asam asetat) untuk pemurnian produk aspirin setelah itu terbentuknya filtrat dan *cake*. Pada proses pemurnian produk aspirin ini digunakan filter tipe *rotary vacuum filter*. Penggunaan filter tergantung dari rate produksi dan jumlah reaktor yang digunakan. Dengan daya vacuum filter, *slurry* masuk kedalam filter. *Slurry* masuk melalui pipa stasioner yang merupakan corong

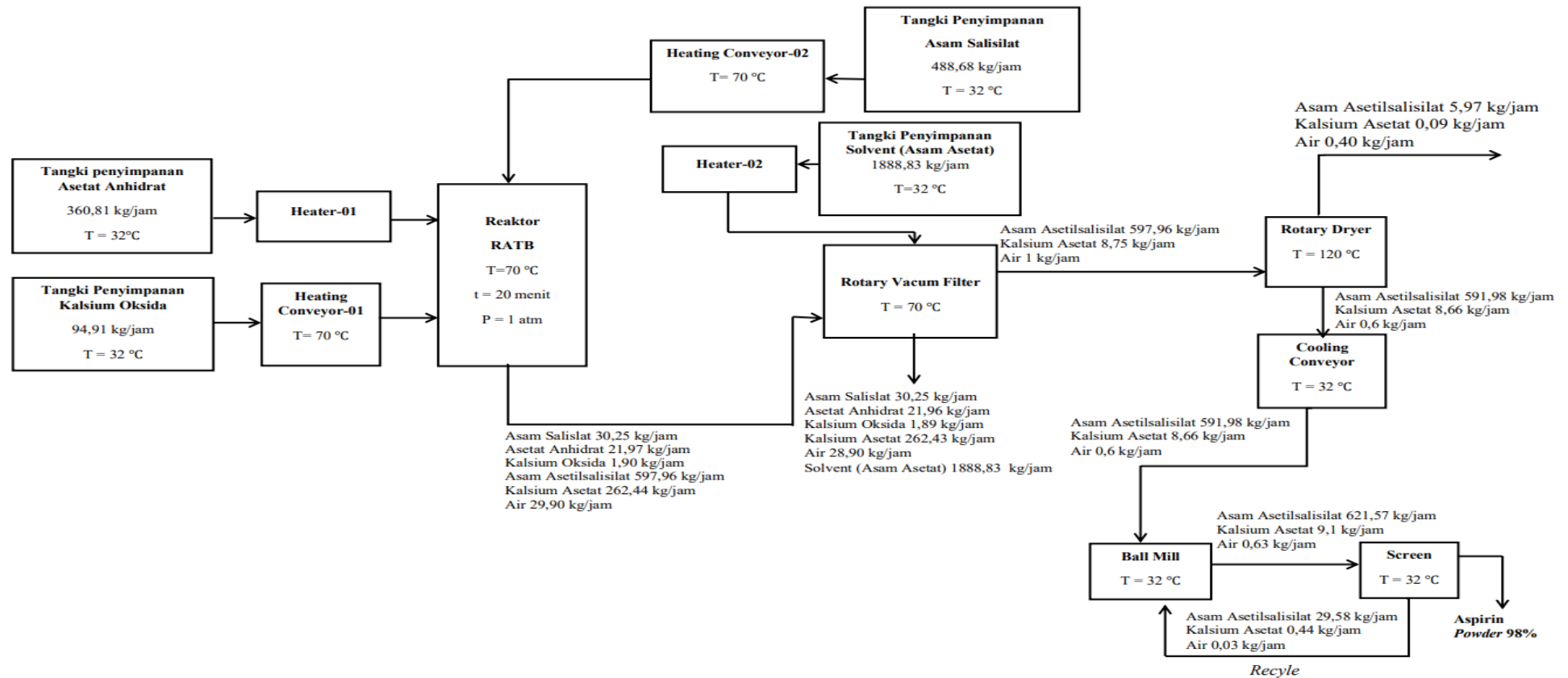
pengumpan. Untuk mendapatkan kemurnian aspirin maka diperlukannya filter dengan menambahkan solvent pencuci (asam asetat) guna melarutkan senyawa lain seperti, kalsium oksida, asam salisilat dan asetat anhidrat yang berupa filtrat. Adapun *cake* yang terbentuk diumpankan ke *rotary dry* untuk dikeringkan. Pengeringan dilakukan oleh udara yang telah dipanaskan dengan heater sebagai media pemanas. Pengeringan pada *rotary dryer* dimaksudkan untuk mendapatkan kristal asam asetilsalisilat dengan kemurnian 98% berat.

3.2.3 Penyimpanan Produk

Pada proses penyimpanan produk aspirin yaitu kristal asam asetilsalisilat yang telah dikeringkan, kemudian dengan menggunakan *bucket elevator* dibawa menuju ball mill untuk dihaluskan menjadi powder -100 mesh, dalam *ball mill* terdapat *screen* yang berguna untuk melakukan *recycle* selanjutnya powder asam asetilsalisilat dibawa oleh *bucket elevator* untuk di bawa ke penampung produk sementara. Kemudian powder aspirin diangkut menggunakan *belt conveyor* menuju silo aspirin berupa silo dengan type silinder tegak terbuka dengan tutup bawah berupa conis. untuk disimpan, kemudian dimasukan kedalam unit pengepakan dan ditampung didalam gudang penyimpanan sebelum dipasarkan. Selanjutnya produk akhir siap untuk di *packing* yang selanjutnya dibuat tablet pada industri farmasi.

3.3 Diagram Alir Kuantitatif Massa

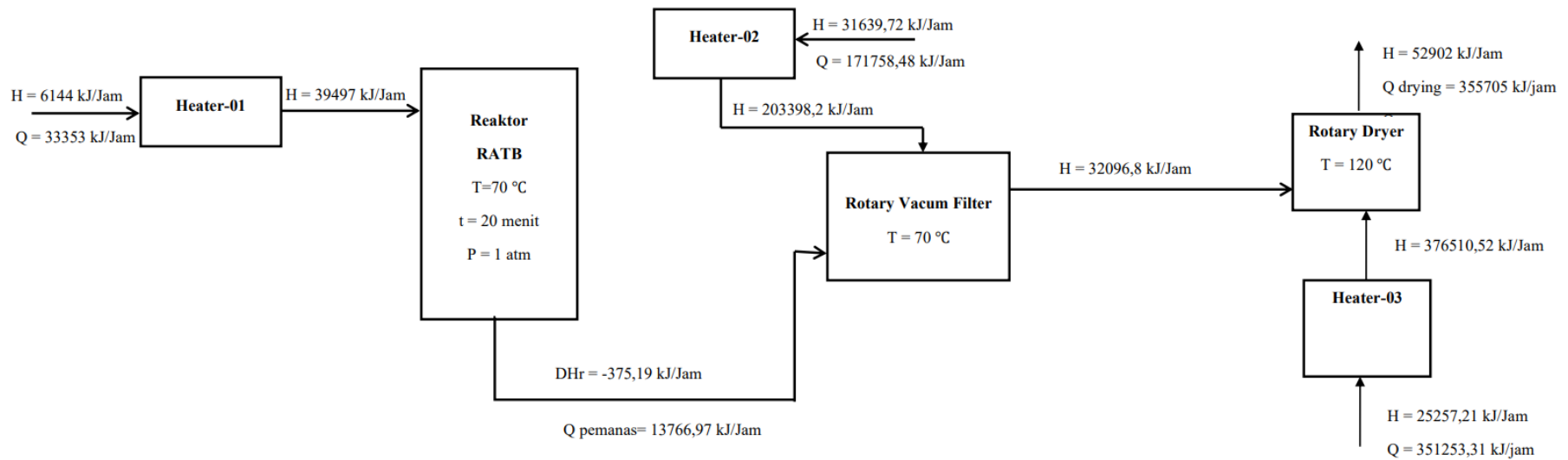
Pada perancangan pabrik aspirin melibatkan perubahan massa pada masing-masing proses. Laju alir massa pada setiap unit proses dapat dilihat pada Gambar 3.2.



Gambar 3. 2 Diagram Alir Kuantitatif Massa

3.4 Diagram Alir Kuantitatif Energi

Pada perancangan pabrik aspirin melibatkan perubahan massa pada masing-masing proses. Laju alir panas pada setiap unit proses dapat dilihat pada Gambar 3.3



Gambar 3. 3 Diagram Alir Kuantitatif Energi

3.5 Sistem Pengendalian Alat Utama

Agar proses berjalan dengan stabil maka proses berlangsung secara optimal untuk itu diperlukan adanya sistem pengendalian. Adanya sistem pengendalian dapat menjaga keamanan serta keselamatan pekerja dan peralatan, selain itu adanya sistem pengendalian yaitu untuk memonitori kinerja proses agar spesifikasi produk sesuai dengan yang telah ditetapkan dan dapat meningkatkan keuntungan untuk perusahaan. Gangguan yang sering terjadi dalam suatu industri yaitu, dapat berupa fluktuasi temperatur, *overpressure*, sehingga perlu digunakan sistem pengendalian yang tepat. Untuk sistem pengendalian pada pabrik Aspirin ini terdapat dalam alat-alat utama yang dijelaskan sebagai berikut.

3.5.1 Reaktor

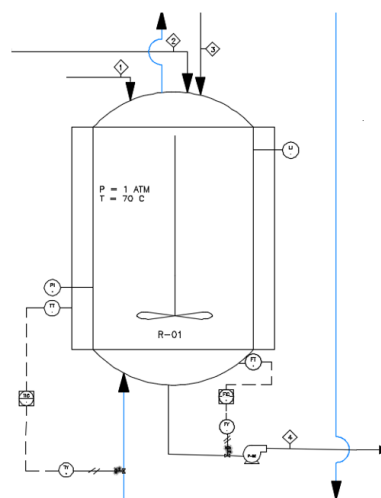
Proses pembuatan aspirin ini dilakukan dalam reaktor berpengaduk yang dilengkapi dengan *jacket* pendingin, dimana pada reaktor ini untuk tempat bercampurnya reaksi asam salisilat, asetat anhidrat, dan kalsium oksida. serta aliran umpan terlalu kecil atau besar yang dapat menyebabkan ketinggian pada tangki mengalami perubahan. Sistem pengendalian yang akan dipasangkan pada reaktor ini antara lain, *Temperatur Indicator Controller (TIC)*, *Temperature Transducer (TY)*, *Temperature Transmitter (TT)*, *Flow Transmitter (FT)*, *Flow Transducer (FY)*, *Flow Controller Indicator (FIC)*, *Pressure Indicator (PI)* dan *Level Indicator (LI)*.

Reaksi yang terjadi dalam R-01 ini berlangsung secara eksotermis sehingga gangguan yang dapat terjadi yaitu, temperature yang dapat berubah yang dapat menyebabkan produk kurang baik. Agar hal tersebut tidak terjadi maka sistem pengontrol yang digunakan adalah *Temperature Transmitter (TT)* yang akan berfungsi untuk memberikan instruksi berupa sinyal elektrik kepada *Temperatur Indicator Controller (TIC)*. Pada *Temperatur Indicator Controller (TIC)* akan mengatur bukaan valve air pendingin yang dialirkan menuju *jacket* pendingin agar temperatur *set point* terjaga 70 °C. Tetapi, karena *Temperature Indicator Control (TIC)* membutuhkan sinyal elektrik sedangkan untuk mengatur bukaan valve membutuhkan menggunakan sinyal Pneumatik, maka dibutuhkannya *Temperature Transducer (TY)* yang berfungsi untuk mengubah sinyal elektrik menjadi sinyal pneumatik maupun sebaliknya mengubah sinyal pneumatik menjadi sinyal elektrik.

Kenaikan dan penurunan tekanan yang dapat menyebabkan *overpressure* maka untuk menjaga tekanan sesuai dengan *set point* nya 1 atm maka dibutuhkan *Pressure Indicator (PI)* sebagai alarm ketika tekanan dalam R-01 melebihi 1 atm sehingga perlu dilakukan pengecekan oleh operator.

Aliran umpan yang terlalu kecil atau terlalu besar dapat menyebabkan ketinggian pada R-01 mengalami perubahan, oleh sebab itu agar ketinggian cairan sesuai dengan *set point* yaitu, 1,5 m maka diperlukan sistem pengendalian *Level Indicator (LI)* yang dikoneksikan pada alarm maka akan berbunyi ketika level di dalam R-01 telah melebihi batas yang seharusnya. Ketika level indicator menunjukkan angka yang tidak sesuai, maka diperlukan pengecekan pada flow rate pada aliran masuk bahan baku ke dalam R-01.

Untuk mengatur jumlah keluaran R-01 berupa slurry yaitu, asam salisilat, asetat anhidrat, kalsium oksida, kalsium asetat, asam asetilsalisilat dan air. Maka dibutuhkannya *Flow Transmitter (FT)* yang akan berfungsi untuk memberikan instruksi berupa sinyal elektrik kepada *Flow Indicator Controller (FIC)*. Pada *Flow Indicator Controller (FIC)* akan mengatur bukaan valve dari keluaran reaktor agar sesuai dengan *set point* yang diinginkan. Tetapi, karena *Flow Indicator Control (FIC)* membutuhkan sinyal elektrik sedangkan untuk mengatur bukaan valve membutuhkan menggunakan sinyal Pneumatik, maka dibutuhkannya *Flow Transducer (FY)* yang berfungsi untuk mengubah sinyal elektrik menjadi sinyal pneumatik maupun sebaliknya mengubah sinyal pneumatik menjadi sinyal elektrik.



Gambar 3. 4 Sistem Pengendalian Reaktor

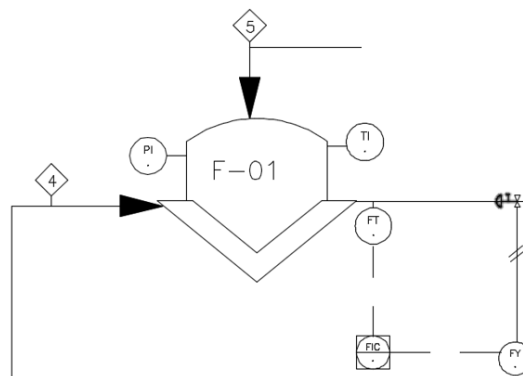
3.5.2 Rotary Vacum filter

Rotary vacum filter berfungsi untuk memisahkan komponen yang tidak diinginkan dengan melakukan pencucian menggunakan solvent agar mendapatkan kemurnian yang tinggi dalam pembuatan aspirin sehingga terbentuknya *cake* dan filtrat.

Pada prinsip kerja Rotary vacum filter pada tekanan diluar drum merupakan tekanan atmosferik oleh sebab itu diperlukannya *Pressure Indicator (PI)* untuk mendeteksi jika tekanan pada rotary vacuum filter tidak sesuai dengan *set point* 1 atm sehingga perlu dilakukan pengecekan pada tekanan diluar drum.

Agar temperatur tidak mengalami kenaikan atau penurunan maka dibutuhkan *Temperatur Indicator (TI)* yang berfungsi untuk memberikan alarm ketika temperatur tidak sesuai *set point* 70°C.

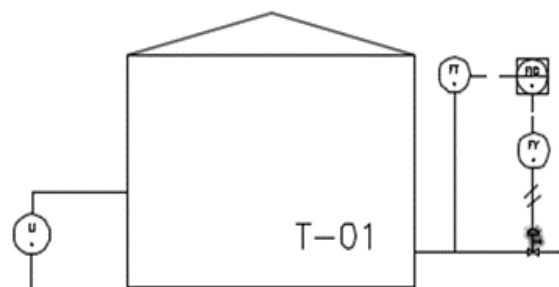
Untuk mengatur jumlah keluaran F-01 yang terdiri dari kalsium asetat, asam asetilsalisilat dan air. Maka dibutuhkannya *Flow Transmitter (FT)* yang akan berfungsi untuk memberikan instruksi berupa sinyal elektrik kepada *Flow Indicator Controller (FIC)*. Pada *Flow Indicator Controller (FIC)* akan mengatur bukaan valve dari keluaran reaktor agar sesuai dengan *set point* yang diinginkan. Tetapi, karena *Flow Indicator Control (FIC)* membutuhkan sinyal elektrik sedangkan untuk mengatur bukaan valve membutuhkan menggunakan sinyal Pneumatik, maka dibutuhkannya *Flow Transducer (FY)* yang berfungsi untuk mengubah sinyal elektrik menjadi sinyal pneumatik maupun sebaliknya mengubah sinyal pneumatik menjadi sinyal elektrik.



Gambar 3. 5 Sistem Pengendalian Rotary Vacum Filter

3.5.3 Tangki Penyimpanan

Pada tangki penyimpanan T-01 ini digunakan untuk menampung Asetat Anhidrat menggunakan sistem pengendalian *Level Indicator (LI)* yang berfungsi untuk mengatur nilai actual dari ketinggian cairan pada saat bahan baku berada di dalam tangki penyimpanan sehingga bahan baku tidak kosong ataupun meluap. Untuk mengatur laju alir umpan bahan baku yang akan masuk ke reaktor agar sesuai dengan *set point* yang di inginkan maka diperlukannya *Flow Transmitter (FT)* yang akan berfungsi untuk memberikan instruksi berupa sinyal elektrik kepada *Flow Indicator Controller (FIC)*. Pada *Flow Indicator Controller (FIC)* akan mengatur bukaan valve dari keluaran tangka penyimpanan menuju pompa agar sesuai dengan *set point* yang diinginkan. Tetapi, karena *Flow Indicator Control (FIC)* membutuhkan sinyal elektrik sedangkan untuk mengatur bukaan valve membutuhkan menggunakan sinyal Pneumatik, maka dibutuhkannya *Flow Transducer (FY)* yang berfungsi untuk mengubah sinyal elektrik menjadi sinyal pneumatik maupun sebaliknya mengubah sinyal pneumatik menjadi sinyal elektrik. Begitu pula pada sistem pengendalian proses pada T-02 sebagai penampung Asam Asetat.



Gambar 3. 6 Sistem Pengendalian Tangki Penyimpanan

3.6 Kebutuhan Utilitas

Utilitas merupakan sarana penunjang yang dibutuhkan dalam proses pabrik Aspirin ini. Adapun beberapa unit utilitas yang diperlukan yaitu :

- a. Unit penyediaan air
- b. Unit penyediaan listrik
- c. Unit penyediaan bahan bakar

3.6.1 unit penyediaan air

Air yang digunakan untuk utilitas berasal dari sungai brangkas, dengan dilakukannya pengolahan air terlebih dahulu, kemudian dapat dialirkan menuju bak penampung air bersih. Skema proses pengolahan air dapat dilihat pada gambar

Kebutuhan air pada pabrik aspirin dibagi menjadi tiga bagian, yaitu penyediaan air untuk steam, penyedia air untuk pendingin dan penyedia air untuk domestic.

No	Komponen	Start Up (kg/jam)	Continue (kg/jam)
1	Air umpan boiler	353,80	
2	Make up boiler		389,18
3	Make up cooling water		2,11
3	Air pendingin	117,73	
4	Air domestik	568,33	568,33
Total		1039,87	959,62
Total m ³ /jam		1,03	0,95

Tabel 3. 1 Kebutuhan Air Pabrik Aspirin

3.6.2 unit penyediaan bahan bakar

Pada pabrik ini diburuhkan bahan bakar dengan rincian sebagai berikut :

No	kebutuhan	Jumlah (liter/hari)
1	Boiler	209
2	Generator	5137
3	Kendaraan operasional	80
Total		5426,26

Tabel 3. 2 Kebutuhan Bahan Bakar Pabrik Aspirin

3.6.3 unit penyediaan listrik

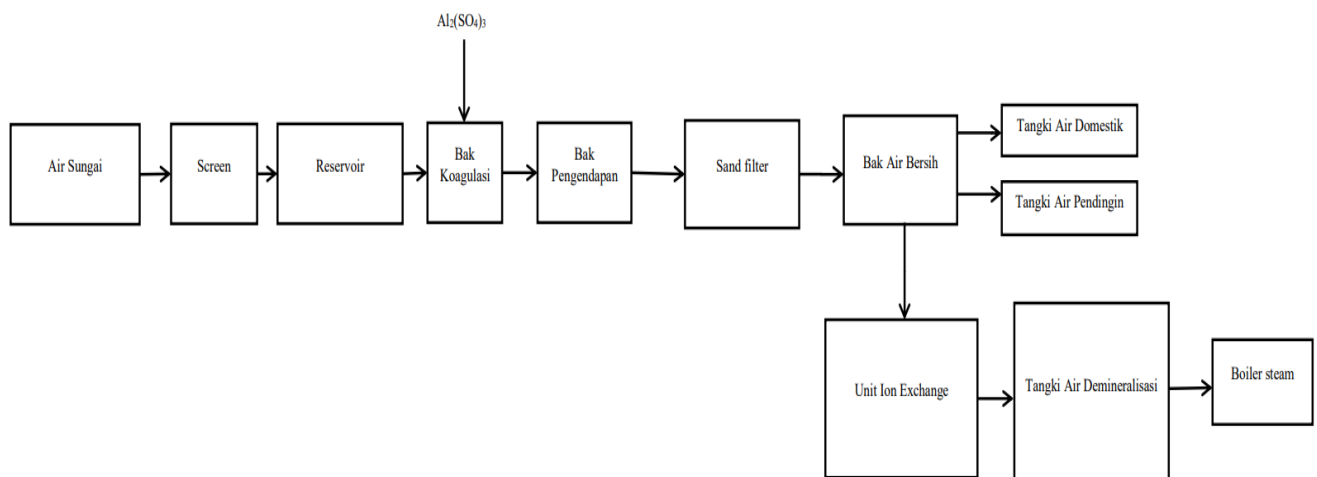
Pada pabrik ini dibutuhkan penunjang untuk kebutuhan listrik, dengan rincian pemakaian sebagai berikut :

No	kebutuhan	Jumlah (kWh/hari)
1	Listrik untuk peralatan proses	4033,71
2	Listrik untuk utilitas	587,66
3	Listrik untuk peralatan penunjang	2880
Total		7501,37

Tabel 3. 3 Kebutuhan Listrik Pabrik Aspirin

3.6.4 unit pengolahan Air

Air yang digunakan berasal dari air Sungai Brantas yang skema pengolahannya dapat dilihat pada gambar dibawah ini :



Gambar 3. 7 Skema Unit Utilitas Pabrik Aspirin

3.6.5 unit pengolahan limbah

Dalam pabrik aspirin hanya menghasilkan limbah cair, berupa hasil filtrasi berupa filtrat. Komponen dari filtrat tersebut diantaranya yaitu asam slisilat, asetat anhidrat, kalsium oksida dan asam asetat. Untuk molah limbah tersebut dapt ditampung terlebih dahulu di dalam tangka penampung yang kemudian diserahkan kepada pihak ketiga untuk dapat diolah secara biologis dan tidak mencemar lingkungan.

3.7 Tata Letak Alat

Penataan lokasi peralatan proses yang tepat dapat menciptakan sistem operasi yang efisien dan meminimalkan biaya konstruksi. Penataan peralatan proses sangat erat kaitannya dengan desain bangunan pabrik agar proses produksi berjalan efisien dan karyawan dapat melakukan pekerjaannya dengan leluasa, aman dan nyaman. Persiapan penyiapan tata letak alat proses dibagi menjadi 2 (dua) bagian, yaitu :

a. Tata Letak Produk atau Garis (Tata Letak Produk / Tata Letak Garis)

Pada tata letak ini penataan berdasarkan produk atau aliran semua unit operasi diatur sesuai dengan urutan operasi produk. Dalam jenis tata letak ini, bahan baku disuplai di satu ujung jalur dan bergerak dari satu operasi ke operasi berikutnya dengan cukup cepat dengan pekerjaan minimum dalam proses, penyimpanan, dan penanganan bahan. Tata

b. Letak Proses atau Fungsional (Proses / Tata Letak Fungsional)

Pada tata letak ini, penataan susunan mesin atau peralatan berdasarkan proses atau fungsi, dimana peralatan tidak diatur sesuai dengan urutan operasi tetapi diatur sesuai dengan sifat atau jenis operasi. Tata letak jenis ini sering digunakan pada pabrik yang memproduksi lebih dari satu jenis produk.

Pada saat menyusun layout peralatan proses pabrik Aspirin yang akan dibangun, kami menggunakan jenis tata letak produk atau garis (*Product layout/Line layout*), dikarenakan pabrik ini melakukan 4 (tiga) tahapan produksi yang berurutan, sehingga keluaran setiap unit langsung diproses di unit berikutnya. Oleh karena itu, lebih efektif jika berorientasi pada penempatan produk. Dalam memilih penataan produk juga harus diperhatikan bahwa pabrik yang akan dibangun menghasilkan satu produk utama yaitu Aspirin, sehingga tidak perlu mengelompokkan alat sesuai fungsinya. Konstruksi yang ekonomis dan pengoperasian unit proses yang efisien bergantung pada tata letak peralatan proses. Faktor-faktor berikut harus dipertimbangkan ketika merencanakan tata letak peralatan proses:

1. Pertimbangan ekonomis

Pertimbangan ekonomis dalam keuangan biaya konstruksi dapat diminimalkan dengan menempatkan peralatan yang membentuk pipa yang efisien ke peralatan proses, agar dapat mengurangi tekanan alat terhadap material atau campuran untuk mengurangi biaya variabel.

2. Kemudahan Operasi

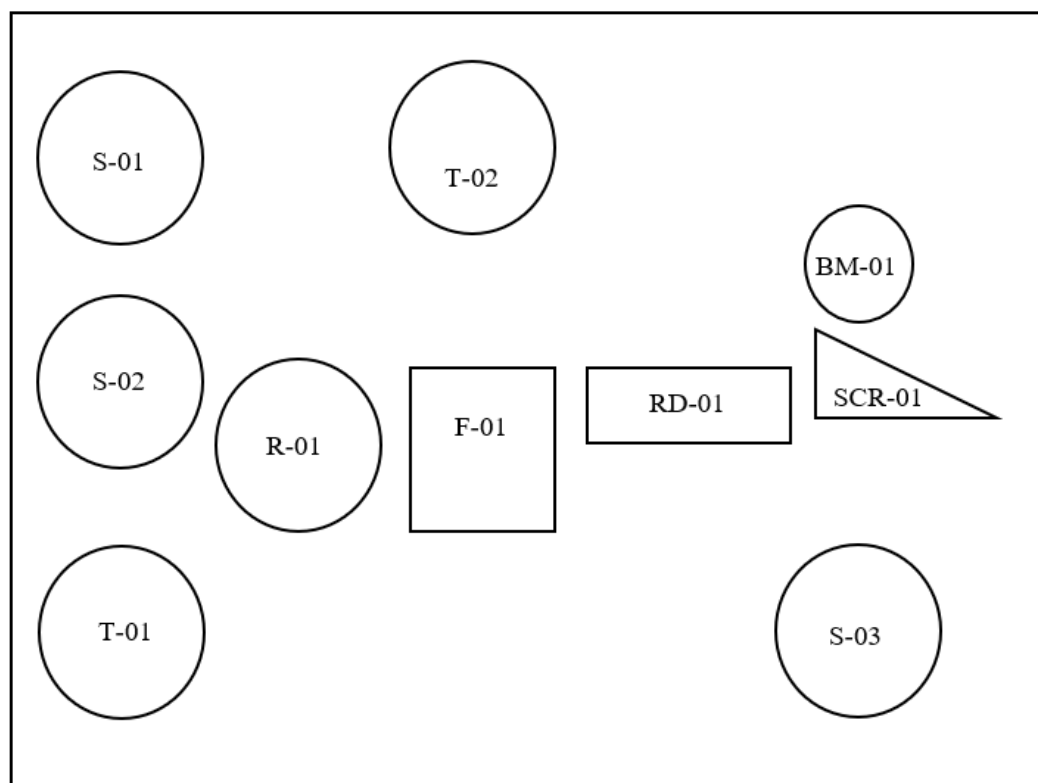
Kemudahan operasi dalam penggunaan lokasi peralatan yang harus diperhatikan sedemikian rupa agar karyawan dapat bergerak bebas di dalam pabrik untuk kegiatan produksi.

3. Kemudahan pemeliharaan

Kemudahan perawatan peralatan proses harus dipertimbangkan saat menempatkan alat, karena perawatan alat merupakan bagian penting dari operasi bebas masalah dan masa pakai alat yang panjang. Penempatan alat yang benar memastikan ruang yang cukup saat memperbaiki atau membersihkan alat.

4. Keamanan

Faktor keamanan harus diperhatikan agar keselamatan karyawan dan proses kerja aman. Alat dengan suhu operasi tinggi harus diisolasi dengan bahan isolasi dan memiliki pintu keluar darurat untuk memudahkan pekerja menyelamatkan diri jika suatu saat terjadi sesuatu yang tidak terduga. Tata letak peralatan untuk proses produksi sabun kertas ditunjukkan pada Gambar 3.8



Gambar 3. 8 Tata Letak Alat Proses Pabrik Aspirin

Keterangan :

S-01 : Silo kalsium oksida

S-02 : Asam salisilat

T-02 : Tangki penyimpanan

T-02 : Tangki penyimpanan asam asetat

R-01 : Reaktor

F-01 : Rotary vacuum filter

RD-01 : Rotary dry

S-03 : Silo asam asetilsalisilat

BM-01 : Ball mill

SCR-01 : Screen

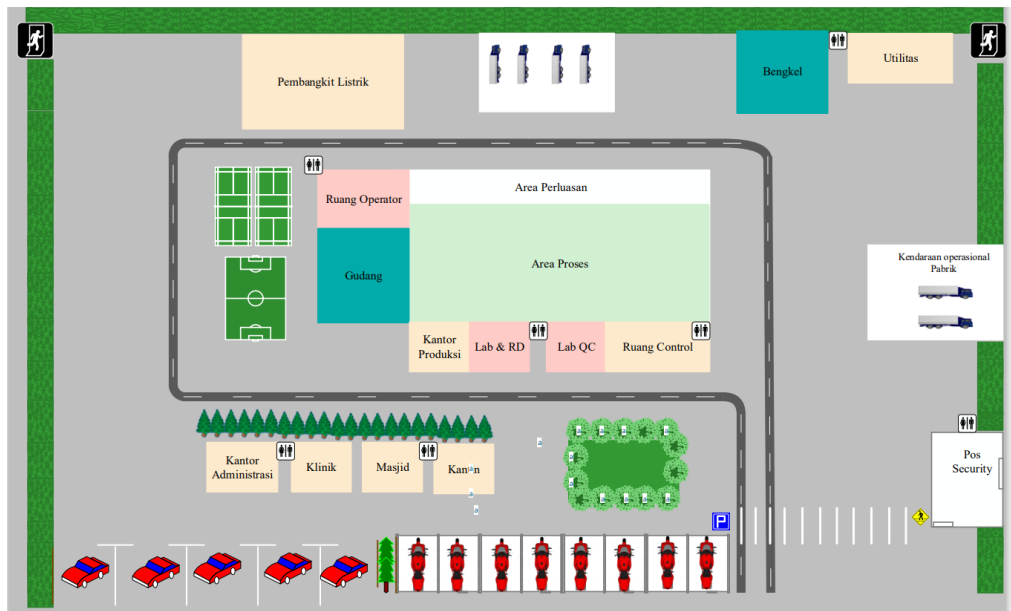
3.8 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik merupakan bagian dari perancangan pabrik yang perlu diperhatikan. Tata letak pabrik mengatur susunan letak bangunan untuk daerah proses, area perlengkapan, kantor, gudang, utilitas dan fasilitas lainnya yang berguna untuk terjalannya suatu proses produksi dengan baik dan efisien, serta menjaga keselamatan kerja para karyawannya dan menjaga keamanan dari pabrik tersebut. Jalannya aliran proses dan aktifitas dari para pekerja yang ada, menjadi dasar pertimbangan dalam pengaturan bangunan-bangunan dalam suatu pabrik sehingga proses dapat berjalan dengan efektif, aman dan kontinyu.

Beberapa faktor yang harus diperhatikan untuk menentukan tata letak pabrik (*plant layout*), di antaranya adalah :

1. Pertimbangan ekonomi (biaya konstruksi dan operasi)
2. Persyaratan Proses
3. Kenyamanan pengoperasian
4. Kemudahan dala perawatan
5. Perluasan area untuk jangka Panjang
6. Konstruksi modular
7. Keselamatan pekerja dan pabrik

Berdasarkan pertimbangan tersebut di atas, maka pengaturan tata letak pabrik Aspirin dalam penempatan bangunan dalam kawasan pabrik dapat dilihat pada Gambar 3.9



Gambar 3. 9 Tata Letak Pabrik Aspirin

Berdasarkan Gambar 3.9 dapat dijelaskan secara rinci tata letak pabrik Aspirin sebagai berikut:

1. Area Proses

Area proses merupakan tempat untuk berjalannya proses produksi Aspirin, area ini dipilih untuk diletakkan pada lokasi yang dapat memudahkan proses pengiriman bahan baku dari tempat penyimpanan dan pengiriman produk serta diletakkan dekat ruang control untuk mempermudah pengawasan dan perbaikan alat.

2. Area Penyimpanan

Area penyimpanan merupakan tempat penyimpanan bahan baku dan produk yang dihasilkan. Penyimpanan bahan baku dan produk diletakkan di daerah yang mudah dijangkau oleh peralatan pengangkutan.

3. Area Utilitas

Area ini merupakan lokasi alat utilitas (penunjang produksi) seperti unit penyediaan air, listrik, pemanas, dan pengolahan limbah.

4. Area Administrasi dan Perkantoran

Area administrasi dan perkantoran merupakan daerah pusat kegiatan administrasi pabrik untuk urusan-urusan dengan mitra perusahaan.

5. Area Laboratorium

Area laboratorium yaitu area untuk pengujian (*quality control*) terhadap produk ataupun bahan baku serta penelitian dan pengembangan (*Research and Development/ R & D*).

6. Fasilitas Umum

Fasilitas umum terdiri atas kantin, klinik kesehatan, area parkir, serta masjid sebagai tempat ibadah. Fasilitas umum ini diatur letaknya sedemikian rupa sehingga memudahkan untuk diakses karyawan.

7. Area Perluasan

Area ini disiapkan untuk perluasan pabrik di masa yang akan datang. Perluasan pabrik dilakukan apabila ke depannya diinginkan peningkatan kapasitas produksi.

BAB 4

SPESIFIKASI ALAT

4.1 Peralatan Proses

Pada pabrik aspirin dibutuhkan peralatan berupa reaktor RATB, rotary vacuum filter dan alat-alat utama lainnya. Spesifikasi alat yang digunakan dapat dilihat dibawah ini :

4.1.1 Silo Kalsium Oksida (S-02)



Gambar 4. 1 Silo Kalsium Oksida (S-02)

a. Kapasitas alat (kg/h)	:	94,91
b. Fungsi alat	:	Menampung Kalsium Oksida
c. Material	:	SS SA 167, Grade 3, Type 304
d. Bentuk	:	Silinder vertikal dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut
e. Harga satuan	:	Rp. 5.386.252,39
f. Kondisi operasi		
Temperatur (°C)	:	32
Tekanan (atm)	:	1
g. Volume desain (ft ³)	:	311,4
h. Dimensi	:	11,4
ID (in)	:	12
OD (in)	:	12
Tinggi Tangki (m)	:	3,2
Tebal Silo (in)	:	0,18
Tinggi Padatan (m)	:	7,9
Jenis head	:	Flange and standard dishead

i. Tinggi Head (m)	:	0,12
j. Tinggi Total Silo (m)	:	3,2
k. Jumlah alat (buah)	:	1

4.1.2 Silo Asam Salisilat (S-01)



Gambar 4. 2 Silo Asam Salisilat (S-01)

a. Kapasitas alat (kg/h)	:	488,68 kg/jam
b. Fungsi alat	:	Menampung Asam Salisilat
c. Material	:	SS SA 167, Grade 3, Type 304
d. Bentuk	:	Silinder vertikal dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut
e. Harga satuan	:	Rp. 48.476.271,48
f. Kondisi operasi		
Temperatur (°C)	:	32
Tekanan (atm)	:	1
g. Volume desain (ft ³)	:	1582,9
h. Dimensi		
ID (in)	:	59,15
OD (in)	:	60
Tinggi Tangki (m)	:	34,8
Tebal Silo (in)	:	0,1875
Tinggi Padatan (m)	:	31,3
Jenis Head	:	Flange and standard dishead
i. Tinggi Head (m)	:	0,33

j. Tinggi Total Silo (m)	:	5,6
k. Jumlah alat (buah)	:	1

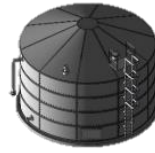
4.1.3 Silo Aspirin (S--03)



Gambar 4. 3 Silo Aspirin (S-03)

a. Kapasitas alat (kg/h)	:	631,31 kg/jam
b. Fungsi alat	:	Menampung Asam Salisilat
c. Material	:	SS SA 167, Grade 3, Type 304
d. Bentuk	:	Silinder vertikal dengan tutup datar dan alas berbentuk kerucut
e. Harga satuan	:	Rp. 19.749.592,08
f. Kondisi operasi		
Temperatur (°C)	:	32
Tekanan (atm)	:	1
g. Volume desain (ft ³)	:	0,93
h. Dimensi		
ID (in)	:	59,15
OD (in)	:	60
Tinggi Tangki (m)	:	34,8
Tebal Silo (in)	:	0,1875
Tinggi Padatan (m)	:	31,3
Jenis Head	:	Flange and standard dishead
i. Tinggi Head (m)	:	0,33
j. Tinggi Total Silo (m)	:	5,6
k. Jumlah alat (buah)	:	1

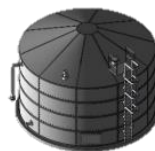
4.1.4 Tangki Penyimpanan Asetat Anhidrat (T-01)



Gambar 4. 4 Tangki Penyimpanan Asetat Anhidrat (T-01)

a. Kapasitas alat (kg/h)	:	360,812 kg/jam
b. Fungsi alat	:	Menampung Asetat anhidrat
c. Material	:	SS SA 167, Grade 3, Type 304
d. Bentuk	:	Tangki silinder tegak dengan alas datar
e. Harga satuan	:	penutup torispherical Rp. 583.510.675
f. Kondisi operasi		
Temperatur (°C)	:	32
Tekanan (atm)	:	1
g. Volume desain (ft ³)	:	29,21
h. Dimensi		
ID (in)	:	39,5
OD (in)	:	40
Tinggi (ft)	:	9,95
Tebal shell (in)	:	0,15
Tebal head (in)	:	0,04
i. Jumlah alat (buah)	:	1

4.1.5 Tangki Penyimpanan Asam Asetat (T-102)



Gambar 4. 5 Tangki Penyimpanan Asam Asetat (T-02)

a. Kapasitas alat (kg/h)	:	1888,83
b. Fungsi alat	:	Menampung Asam Asetat
c. Material	:	SS SA 167, Grade 3, Type 304
d. Bentuk	:	

e. Harga satuan	:	Tangki silinder tegak dengan alas datar penutup torispherical
		Rp. 1.754.122.500
f. Kondisi operasi		
Temperatur (°C)	:	32
Tekanan (atm)	:	1
g. Volume desain (ft ³)	:	1402,76
h. Dimensi		
ID (in)	:	155,12
OD (in)	:	156
Tinggi (ft)	:	18,08
Tebal shell (in)	:	0,23
Tebal head (in)	:	0,18
i. Jumlah alat (buah)	:	1

4.1.6 Bucket Elevator (BE-01)

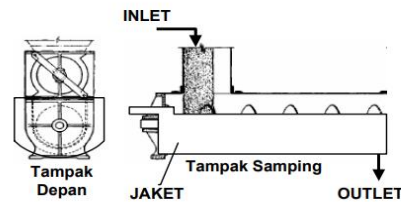


Gambar 4. 6 Bucket Elevator Aspirin (BE-01)

a. Kapasitas alat (ton/h)	:	14
b. Fungsi alat	:	Memindahkan aspirin dari ball mill ke tanki silo
c. Material	:	aspirin
d. Jenis	:	SS SA 167, Grade 3, Type 304
e. Harga satuan	:	Continuous Discharge Bucket Elevator
		Rp. 257.871.000
f. Kondisi operasi		
Temperatur (°C)	:	32
Tekanan (atm)	:	1
g. Daya (kW)		

h. Bucket speed (ft/mnt)	:	1,95
i. Tinggi elevator (ft)	:	82
	:	66
j. Jumlah alat (buah)	:	2

4.1.7 Cooling Conveyor (CV-01)



Gambar 4. 7 Cooling Conveyor (CV-01)

a. Kapasitas alat (ft ³ /jam)	:	1,537
b. Fungsi alat	:	Mendinginkan produk keluaran rotary sampai
c. Material	:	dengan suhu 32 C
d. Jenis	:	SS SA 167, Grade 3, Type 304
e. Harga satuan	:	Continuous Discharge Bucket Elevator
		Rp. 257.871.000
f. Kondisi operasi		
Temperatur (°C)	:	32
Tekanan (atm)	:	1
g. Daya (HP)	:	0,35
h. Kecepatan putaran (rpm)	:	16
i. Panjang elevator (ft)	:	70
j. Diameter (in)	:	10
k. Jumlah alat (buah)	:	1

4.1.8 Hopper (HP-01)



Gambar 4. 8 Hopper (HP-01)

a. Kapasitas alat (ton/jam)	:	0,601
b. Fungsi alat	:	Menampung sementara Aspirin sebelum masuk ke ballmill
c. Material	:	SS SA 167, Grade 3, Type 304
d. Jenis	:	Silinder dengan tutup bawah berbentuk conical dengan posisi vertical
e. Harga satuan	:	Rp. 1.528.113,18
f. Kondisi operasi		
Temperatur (°C)	:	32
Tekanan (atm)	:	1
g. Daya (HP)	:	0,35
h. Kecepatan putaran (rpm)	:	16
i. Panjang elevator (ft)	:	70
j. Diameter (in)	:	10
k. Jumlah alat (buah)	:	1

4.1.9 Ball mill (BM-01)



Gambar 4. 9 Ball Mill (BM-01)

a. Kapasitas alat (ton/jam)	:	1-130
b. Fungsi alat	:	Menampung sementara Aspirin sebelum
c. Material	:	masuk ke ballmill
d. Jenis	:	SS Type 304 Ball mill grinding system, air-lift type
e. Harga satuan	:	Rp. 179.541.446,22
f. Kondisi operasi		
a. Temperatur (°C)	:	32
b. Tekanan (atm)	:	1
g. Daya (HP)	:	134
h. Mill speed (rpm)	:	21,5
i. Ukuran Ball Mill (ft)	:	7 x 5
j. Bola Baja		
a. Ball Charge (Ton)	:	3,1
b. Ukuran Bola Baja (in)	:	5", 3 1/2", 2 1/2"
c. Jumlah Bola baja (buah)	:	848,6965
d. Jumlah bola (buah)	:	2474,334
e. Jumlah bola (buah)	:	6789,572
k. Jumlah Ball Mill (buah)	:	1

4.1.10 Screen (SCR-01)



Gambar 4. 10 Screen (SCR-01)

a. Kapasitas alat (ton/jam)	:	>1
b. Fungsi alat	:	Menyaring Produk Dari Keluaran Ball Mill
c. Material	:	
d. Jenis	:	SS Type 304
	:	Vibrating Screen
e. Harga satuan	:	Rp. 27.051.016,28
f. Kondisi operasi		
a. Temperatur (°C)	:	32
b. Tekanan (atm)	:	1
g. Daya (HP)	:	0,29
h. speed (vibration/dt)	:	50
i. Ukuran (ft)	:	1,64 x 0,656
j. Sieve No. (micron)	:	100
k. Sieve design (micron)	:	Standard 149
l. Efisiensi	:	
m. Jumlah (buah)	:	99,72 %
n. Ty Equivalent design (mesh)	:	1
	:	2-150

4.1.11 Heating Conveyor (HC-01)



Gambar 4. 11 Heating Conveyor (HC-01)

a. Kapasitas alat (ton/jam)	:	0,601
b. Fungsi alat	:	Memanaskan Asetat Anhidrat Sebelum Masuk
c. Material	:	reaktor
d. Jenis	:	SS Type 304
	:	Induction furnace
e. Harga satuan	:	Rp. 130.887.150
f. Kondisi operasi		
a. Temperatur (°C)	:	32 – 250
b. Tekanan (atm)	:	1
g. Daya (kW)	:	18
h. Kecepatan putaran (m/min)	:	0,1 - 2
i. Ukuran (m)	:	6 x 1,05 x 1,2
j. Jumlah alat (buah)	:	2

4.1.12 Rotary Dryer



Gambar 4. 12 Rotary Dryer (RD-01)

a. Kapasitas alat (kg/jam)	:	900-7000
b. Fungsi alat	:	Mengeringkan slurry hasil filter
c. Material	:	SS Type 304
d. Tebal dinding (in)	:	0,5
e. Harga satuan	:	Rp. 130.887.150
f. Kondisi operasi		
a. Temperatur (°C)	:	100
b. Tekanan (atm)	:	1
g. Panjang (ft)	:	12,8
h. Diameter drum (ft)	:	3,2
i. Kecepatan Putar (rpm)	:	7
j. Daya (kW)	:	1,1-15
k. Jumlah alat (buah)	:	1
l. Kemiringan (derajat)	:	2

4.1.13 Rotary Vacuum Filter



Gambar 4. 13 Rotary Vacuum Filter (F-01)

a. Luas Filter (ft ²)	:	21,402
b. Fungsi alat	:	Mencuci dan memisahkan antara cake dan filtrat slurry
c. Material	:	SS Type 304
d. Waktu Filtrasi (detik)	:	60
e. Harga satuan	:	Rp. 130.887.150
f. Kondisi operasi		
a. Temperatur (°C)	:	30
b. Tekanan (atm)	:	1
g. Panjang (ft)	:	2
h. Diameter drum (ft)	:	4
i. Bahan		
a. Drum	:	Stainless Steel SA-167 type 304 grade C
b. Filter	:	Kanvas
j. Jumlah alat (buah)	:	1

4.1.14 Reaktor (RATB) (R-01)



Gambar 4. 14 Reaktor RATB (R-01)

a. Kapasitas (kg/jam)	:	944,41
b. Fungsi	:	Mereaksikan asam salisilat, asetat anhidrat dan kalsium oksida
c. Jenis	:	Reaktor alir tangki berpengaduk
d. Material	:	Stainless Steel SA-167 grade C type 304
e. Harga Satuan	:	Rp. 932.232.500
f. Kondisi Operasi		
Tekanan operasi (atm)	:	1
Suhu operasi (C)	:	70
Waktu tinggal (menit)	:	20

g. Dimensi alat

OD (m)	:	0,864
ID (m)	:	1
Ketebalan (in)	:	0,003
Tinggi tangki (m)	:	1,7
OD jaket pendingin (m)	:	1
Tebal jaket pendingin	:	0,003

(in)

h. Dimensi pengaduk

Jenis pengaduk	:	Propeller with 3 blades
Di (m)	:	0,3
Jumlah baffle (buah)	:	2
Kecepatan pengaduk	:	100
(rpm)		
Daya pengaduk (HP)	:	2

i. Nozzle

Inlet (buah)	:	4
Outlet (buah)	:	3

j. Jumlah (unit)	:	1
------------------	---	---

4.1.15 Blower



Gambar 4. 15 Blower (B-01)

a. Kapasitas (kg/jam)	:	505
b. Fungsi	:	Menghembuskan udara menuju rotary dryer
c. Jenis	:	Centrifugal blower
d. Material	:	Stainless Steel SA-167 grade C type 304
e. Harga Satuan	:	Rp. 55.017.000
f. Kondisi Operasi		
a. Tekanan operasi (atm)	:	1
b. Suhu operasi (C)	:	30
g. Daya (HP)	:	1
h. Jumlah (buah)	:	1

4.1.16 Pompa proses



Gambar 4. 16 Pompa proses

kode	Fungsi	Daya (HP)
P-01	Memompakan Asetat Anhidrat dari tangki menuju reaktor	3
P-02	Mempompakan Slurry hasil reaktor menuju rotary vacuum filter	3
P-03	Mempompakan Asam Asetat menuju rotary vacuum filter	3
P-04	Mempompakan cake hasil filter menuju rotary dryer	3

4.1.17 Belt Conveyor



Gambar 4. 17 Belt Conveyor (BC-01)

- | | | |
|-----------------------|---|---|
| a. Kapasitas (kg/jam) | : | 631,313 |
| b. Fungsi | : | Sebagai alat transportasi untuk memindahkan produk keluaran ball mill menuju screen |
| c. Jenis | : | Throughed Belt on 20 idlers |
| d. Material | : | Stainless Steel SA-167 grade C type 304 |

e. Harga Satuan	:	Rp. 1.056.020.750
f. Kondisi Operasi		
Tekanan operasi (atm)	:	1
Suhu operasi (C)	:	30
g. Panjang (ft)	:	49,21
h. Kecepatan (ft/min)	:	600
i. Daya (HP)	:	1
j. Jumlah (buah)	:	2

4.1.18 Gudang Penyimpanan bahan baku



Gambar 4. 18 Gudang Bahan Baku

a. Kapasitas (m ³)	:	140,5
b. Fungsi	:	Menyimpan bahan baku padat
c. Material	:	Beton
d. Harga Satuan	:	Rp. 77.743.300,10

e. Kondisi Operasi

- | | | |
|--------------------------|---|----|
| a. Tekanan operasi (atm) | : | 1 |
| b. Suhu operasi (C) | : | 30 |

f. Dimensi Alat

- | | | |
|------------------|---|------|
| a. Tinggi (m) | : | 12,2 |
| b. Panjang (m) | : | 2,7 |
| c. Lebar (m) | : | 5,4 |
| g. Jumlah (unit) | : | 1 |

4.1.19 Pre-heater Asetat Anhidrat (HE-01)



Gambar 4. 19 Pre-Heater Asetat Anhidrat (HE-01)

- | | | |
|-----------------|---|---|
| a. Fungsi | : | Memanaskan asam anhidrat sebelum masuk ke reactor |
| b. Jenis | : | Double pipe Heat Exchanger |
| c. Material | : | Stainless Steel SA-167 grade C type 304 |
| d. Harga Satuan | : | Rp. 18.339.000 |

e. Kondisi Operasi

Tekanan operasi (atm)	:	1
T in fluida dingin	:	30
T out fluida dingin	:	70

f. Dimensi alat

Luad permukaan (ft ²)	:	3,3
Panjang total HE (m)	:	3,7
Jumlah hairpin (set)	:	3
OD inner (m)	:	0,1
ID inner (m)	:	0,077
OD annulus (m)	:	0,088
ID annulus (m)	:	0,1

g. Evaluasi design

Koefisien transfer panas (btu/h.ft ² .F)	:	1,65
P inner (psi)	:	$1,8 \times 10^{-7}$
P annulus (psi)	:	$8,5 \times 10^{-6}$
	:	1

h. Jumlah (buah)

4.1.20 Pre-heater Asam Asetat (HE-02)



Gambar 4. 20 Pre-Heater Asam Asetat (HE-02)

- | | | |
|-----------------------------------|---|--|
| a. Fungsi | : | Memanaskan asam asetat sebelum masuk ke rotary vacuum filter |
| b. Jenis | : | Double pipe Heat Exchanger |
| c. Material | : | Stainless Steel SA-167 grade C type 304 |
| d. Harga Satuan | : | Rp. 18.339.000 |
| e. Kondisi Operasi | | |
| Tekanan operasi (atm) | : | 1 |
| T in fluida dingin | : | 30 |
| T out fluida dingin | : | 70 |
| f. Dimensi alat | | |
| Luas permukaan (ft ²) | : | 3,3 |
| Panjang total HE (m) | : | 3,7 |
| Jumlah hairpin (set) | : | 3 |
| OD inner (m) | : | 0,1 |
| ID inner (m) | : | 0,077 |
| OD annulus (m) | : | 0,088 |

ID annulus (m)	:	0,1
g. Evaluasi design		
Koefisien transfer panas (btu/h.ft ² .F)	:	1,65
h. P inner (psi)	:	$1,8 \times 10^{-7}$
i. P annulus (psi)	:	$8,5 \times 10^{-6}$
j. Jumlah (buah)	:	1

4.1.21 Pre-heater Udara (HE-03)



Gambar 4. 21 Pre-heater Udara (HE-03)

a. Fungsi	:	Memanaskan udara
b. Jenis	:	Double pipe Heat Exchanger
c. Material	:	Stainless Steel SA-167 grade C type 304
d. Harga Satuan	:	Rp. 18.339.000
e. Kondisi Operasi		
Tekanan operasi (atm)	:	1
T in fluida dingin	:	30
T out fluida dingin		70

f. Dimensi alat

Luas permukaan (ft ²)	:	3,3
Panjang total HE (m)	:	3,7
Jumlah hairpin (set)	:	3
OD inner (m)	:	0,1
ID inner (m)	:	0,077
OD annulus (m)	:	0,088
ID annulus (m)	:	0,1

g. Evaluasi design

Koefisien transfer panas (btu/h.ft ² .F)	:	1,65
P inner (psi)	:	$1,8 \times 10^{-7}$
P annulus (psi)	:	$8,5 \times 10^{-6}$

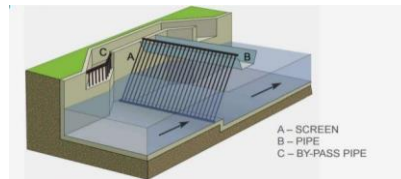
h. Jumlah (buah)

: 1

4.2 Peralatan Utilitas

Pada perancangan pabrik Asam Asetilsalisilat (Aspirin) ini menggunakan berbagai alat utilitas yang spesifikasinya dicantumkan sebagai berikut :

4.2.1 Screen bar (SF-01)



Gambar 4. 22 Screen Bar (SF-01)

- | | | |
|------------------|---|---|
| a. Fungsi alat | : | Menyaring kotoran yang terbawa air sungai |
| b. Ukuran | : | 3 x 3 |
| Bahan konstruksi | : | Stainless Steel |
| Harga satuan | : | Rp. 18.338.896 |

4.2.2 Bak Reservoir (BP-01)



Gambar 4. 23 Bak Reservior (BP-01)

- | | | |
|-----------------------------------|---|---|
| a. Fungsi alat | : | Untuk menampung air sungai dari penyaringan |
| b. Bentuk | : | Segi empat |
| Jumlah | : | 10 |
| Harga satuan | : | Rp. 62.677.137,50 |
| c. Bahan/material konstruksi alat | : | Beton |
| d. Dimensi Bak | | |
| Volume bak | : | 84,22 m ³ |
| Panjang | : | 7,2 m |
| Lebar | : | 4,8 m |
| Tinggi | : | 2,4 m |
| Luas bak | : | 34,9 m ² |

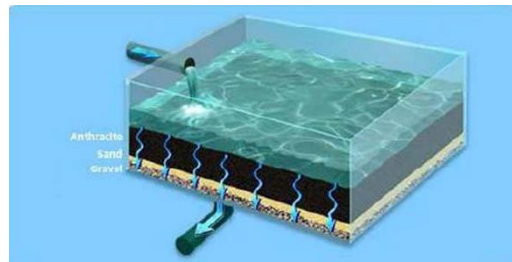
4.2.3 Bak koagulasi (BK-01)



Gambar 4. 24 Bak koagulasi (BK-01)

- | | | |
|-----------------------------------|---|--|
| a. Fungsi alat | : | Untuk menggumpalkan partikel-partikel pengotor yang terdapat pada air sungai dengan bantuan tambahan koagulan $Al_2(SO_4)_3$ |
| b. Jenis | : | Bak koagulasi berpengaduk |
| Jumlah | : | 2 unit |
| Harga satuan | : | Rp. 567.351.918,10 |
| c. Kondisi operasi | | |
| Tekanan operasi | : | 1 atm |
| Suhu operasi | : | 30 °C |
| d. Bahan/material konstruksi alat | : | Stainless steel SA-167 grade 3 type 304 |
| f. Waktu tinggal | : | 45 menit |
| Kebutuhan $Al_2(SO_4)_3$ | : | 0,11 kg/jam |
| Dimensi alat | | |
| OD | : | 3,83 m |
| ID | : | 2,886 m |
| Ketebalan | : | 0,018 m |
| Tinggi tangka | : | 13,36 m |
| Dimensi pengaduk | | |
| Jenis pengaduk | : | Three Blade Propeller |
| Diameter pengaduk | : | 1 m |
| Jumlah baffle | : | 4 buah |
| Kecepatan pengaduk | | 47,78 rpm |

4.2.4 Bak Sedimentasi



Gambar 4. 25 Bak Sedimentasi

- | | | |
|-----------------------------------|---|---------------------------------------|
| a. Fungsi alat | : | Menampung air sungai dari penyaringan |
| b. Bentuk | : | Segi empat |
| Jumlah | : | 2 unit |
| Harga satuan | : | Rp. 425.513.938,60 |
| c. Waktu tinggal | : | 2 jam |
| d. Bahan/material konstruksi alat | : | Beton |
| e. Dimensi bak | | |
| Volume bak | : | 3,86 m ³ |
| Panjang | : | 1 m |
| Lebar | : | 0,65 m |
| Tinggi | : | 6,1 m |
| Luas | : | 0,63 m ² |

4.2.5 Tangki sand filter (TF-01)



Gambar 4. 26 Tangki sand filter (TF-01)

- | | | |
|----------------|---|--|
| a. Fungsi alat | : | Untuk menyaring partikel halus yang masih terbawa aliran air |
| Jumlah | : | 1 unit |
| Harga satuan | : | Rp. 72.989.106,10 |

- d. Bahan/material konstruksi alat : Stainless steel SA-167 grade 3 type 304
- e. Kapasitas : 1,773 m³/jam
- Kondisi operasi
- Tekanan operasi : 1 atm
- Suhu operasi : 30 °C Pasir dan kerikil
- Media penyaring : Pasir
- Dimensi alat
- OD : 0,145 m
- ID : 1 m
- Ketebalan : 0,005 m
- Tinggi tangki : 3 m

4.2.6 Bak penampung air bersih (BP-03)



Gambar 4. 27 Bak penampung air bersih (BP-03)

- a. Fungsi alat : Untuk menampung air bersih dari hasil filtrasi
- b. Bentuk : Segi empat
- Jumlah : 4 unit
- Harga satuan : Rp. 967.730.012,20
- c. Waktu tinggal : 2 jam
- d. Bahan/material konstruksi alat : beton
- e. Dimensi bak
- Volume bak : 4,25 m³
- Panjang : 1,6 m
- Tinggi : 1,6 m
- Lebar : 1,6 m
- Luas bak : 2,62 m

4.2.7 Tangki Ion Exchange (IE-01)



Gambar 4. 28 Tangki Ion Exchange (IE-01)

- | | | |
|-----------------------------------|---|---|
| a. Fungsi alat | : | Untuk menghilangkan kesadahan air dan kandungan mineral menggunakan resin penukaran ion |
| b. Kondisi operasi | | |
| Tekanan operasi | : | 1 atm |
| Suhu operasi | : | 30 °C Kation exchanger |
| Tipe resin | : | Anion exchanger |
| Jumlah | : | 1 unit |
| Harga satuan | : | Rp. 447.058.948,1 |
| c. Bahan/material konstruksi alat | : | Stainless steel SA-167 grade 3 type 304 |
| d. Volume resin | : | 1,58 m ³ |
| e. Dimensi alat | | |
| OD | : | 2,59 m |
| ID | : | 2,54 m |
| Ketebalan | : | 0,00635 m |
| Tinggi bed | : | 2 m |
| Tinggi tangki | : | 4 m |

4.2.8 Tangki Penampung air sanitasi (T-06)



Gambar 4. 29 Tangki Penampung air sanitasi (T-06)

- | | | | |
|----|--------------------------------|---|---|
| a. | Fungsi alat | : | Untuk menampung air sanitasi/domestik |
| b. | Jenis | : | Fixed roof tank |
| | Jumlah | : | 1 |
| | Harga satuan | : | Rp. 606.851.102,20 |
| c. | Waktu tinggal | : | 24 jam |
| d. | Bahan/material konstruksi alat | : | Stainless steel SA-167 grade 3 type 304 |
| e. | Kondisi operasi | | |
| | Tekanan operasi | : | 1 atm |
| | Suhu operasi | : | 30 °C |
| f. | Dimensi alat | | |
| | Diameter | : | 3 m |
| | Tinggi silinder | : | 5,4 m |
| | Tebal head | : | 0,002 m |
| | Tinggi head | : | 0,5 m |
| | Tebal bottom | : | 0,009 m |
| | Tinggi total | : | 5,9 m |

4.2.9 Tangki Penampung air pendingin(T-07)



Gambar 4. 30 Tangki Penampung air pendingin (T-07)

- | | | |
|-----------------------------------|---|---|
| a. Fungsi alat | : | Untuk menampung air pendingin |
| b. Jenis | : | Fixed roof tank |
| Jumlah | : | 1 |
| Harga satuan | : | Rp. 680.463,218,20 |
| c. Waktu tinggal | : | 1 jam |
| d. Bahan/material konstruksi alat | : | Stainless steel SA-167 grade 3 type 304 |
| e. Kondisi operasi | | |
| Tekanan operasi | : | 1 atm |
| Suhu operasi | : | 30 °C |
| f. Dimensi alat | | |
| Diameter | : | 3 m |
| Tinggi silinder | : | 7,2 m |
| Tebal head | : | 0,002 m |
| Tinggi head | : | 0,5 |
| Tebal bottom | : | 0,009 |
| Tinggi total | : | 7,7 m |

4.2.10 Tangki Bahan bakar (T-08)



Gambar 4. 31 Tangki Bahan bakar (T-08)

- | | | |
|-----------------------------------|---|---|
| a. Fungsi alat | : | Untuk menampung bahan bakar keperluan utilitas |
| b. Jenis | : | Silinder dengan tutup atas standart dished dan tutup bawah flat |
| Jumlah | : | 3 |
| Harga satuan | : | Rp. 680.463.218,20 |
| c. Waktu tinggal | : | 6 jam |
| d. Bahan/material konstruksi alat | : | Carbon Steel SA 283 Grade C Type 304 |
| e. Kondisi operasi | | |
| Tekanan operasi | : | 1 atm |
| Suhu operasi | : | 30 °C |
| Waktu tinggal | : | 6 jam |
| f. Dimensi alat | | |
| Diameter | : | 216 in |
| Tingi silinder | : | 3/16 in |
| Tebal head | : | 3/16 in |

4.2.11 Tangki penyimpan boiler (T-09)



Gambar 4. 32 Tangki penyimpan boiler (T-09)

- | | | |
|-----------------------------------|---|---|
| a. Fungsi alat | : | Untuk menampung air umpan boiler |
| b. Jenis | : | |
| Jumlah | : | 3 unit |
| Harga satuan | : | Rp. 477.581.045,00 |
| c. Waktu tinggal | : | 10 hari |
| d. Bahan/material konstruksi alat | : | Stainless steel SA-167 grade 3 type 304 |
| e. Kondisi operasi | | |
| Tekanan operasi | : | 1 atm |
| Suhu operasi | : | 30 C |
| f. Dimensi alat | | |
| OD | : | 5,48 m |
| ID | : | 5,47 m |
| Ketebalan | : | 0,00476 m |
| Volume tangki | : | 870,6 ft ³ |
| Tinggi tangki | : | 4,13 m |
| Tebal tutup atas | : | 0,00476 m |

4.2.12 Water tube Boiler



Gambar 4. 33 Water tube Boiler

- | | | |
|-----------------------------|---|--|
| a. Fungsi alat | : | Untuk membentuk steam dan memenuhi kebutuhan steam alat proses |
| b. Jenis | : | Water tube boiler |
| Jumlah | : | 1 unit |
| Harga satuan | : | Rp. 3.948.122.999,50 |
| c. Kapasitas | : | 289,87 lb/jam |
| d. BHP | : | 4,80 HP |
| Massa steam yang dihasilkan | : | 131,51 kg/jam |

4.2.13 Cooling Tower (CT-01)



Gambar 4. 34 Cooling Tower (CT-01)

- | | | |
|----------------|---|--|
| a. Fungsi alat | : | Mendinginkan air pndingin untuk diumpankan kembali ke pabrik |
| b. Jenis | : | Induced draft cooling tower |
| Jumlah | : | 3 |
| Harga satuan | : | Rp. 43.636.598,50 |
| c. Pola aliran | : | Counter current |

d. Kapasitas	: 0,115 m ³ /jam
Massa air yang masuk	: 129,507 lt/jam
Massa makeup water	: 2,11 kg/jam
Dimensi alat	
Tinggi Menara	: 12,2 m
Luas Menara	: 0,02 m ²
Daya fan	: 3 HP

4.2.14 Pompa utilitas



Gambar 4. 35 Pompa Utilitas

kode	Fungsi	Daya (HP)
PU-101	Memompakan air dari sungai menuju bak reservoir	3
PU-102	Memompakan air dari bak penampung air ke tangki berpengaduk	0,5
PU-103	Memompakan air dari tangki berpengaduk ke bak pengendapan	0,5
PU-104	Memompakan air dari bak pengendapan ke sand filter	0,5
PU-105	Memompakan air dari sand filter ke bak air bersih	0,5
PU-106	Memompakan air bersih menuju tangki ion exchange	0,5
PU-107	Memompakan air bersih dari tangki ion exchange menuju tangki air demin	0,5
PU-108	Memompakan air demin menuju boiler saturated steam	0,5
PU-109	Memompakan air bersih menuju tangki air pendingin	0,5
PU-110	Memompakan air pendingin menuju reaktor (R-01)	0,75
PU-111	Memompakan air pendingin menuju cooling conveyor (E-03)	0,5

BAB 5

ASPEK KESELAMATAN, KESEHATAN KERJA, DAN LINGKUNGAN

5.1 Deskripsi Singkat

Kesehatan dan Keselamatan Kerja (K3) merupakan aspek yang harus diperhatikan dalam perencanaan pabrik kimia. Dalam industri kimia, perlindungan keselamatan dan kesehatan kerja harus menjadi prioritas di semua bidang mulai dari produksi hingga distribusi. Oleh karena itu, upaya harus dilakukan untuk mencegah bahaya di lingkungan kerja. Potensi bahaya yang dapat terjadi di lingkungan kerja antara lain:

1. Kontak dengan bahan kimia

Bahan baku kimia yang dapat berbahaya secara langsung atau tidak langsung digunakan untuk membuat Aspirin. Efek langsung yang dapat ditimbulkan dari paparan bahan kimia antara lain sesak napas, iritasi, cedera, atau kerusakan pada bagian tubuh yang terpapar atau bersentuhan dengan bahan kimia tersebut. Di sisi lain, efek tidak langsung yang mungkin terjadi tidak segera terlihat, tetapi tidak dirasakan sampai bahan kimia ini menumpuk di dalam tubuh selama beberapa waktu, yang pada akhirnya menyebabkan penyakit.

2. Api atau sumber panas

Salah satu bahaya yang dapat terjadi pada pembuatan Aspirin adalah kebakaran. Kebakaran terjadi ketika ketiga elemen segitiga api terpenuhi. Ketiga elemen ini meliputi keberadaan oksigen, bahan bakar, dan nyala api. Oleh karena itu, untuk mencegah kecelakaan kerja dan meningkatkan produktivitas perusahaan, kegiatan pencegahan kebakaran harus mencegah terjadinya ketiga faktor tersebut secara bersamaan.

Dalam perancangan pabrik Asam Asetilsalisilat (Aspirin) ini melibatkan senyawa – senyawa dalam fasa padat dan cair dalam prosesnya. Produk utama berupa Asam Asetil salisilat (Aspirin) merupakan bahan yang aman apabila terkena kontak dengan manusia. Disamping itu, bahan baku maupun bahan intermediate yang digunakan dalam keseluruhan proses ini digunakan untuk produk farmasi. Dalam perancangan pabrik Asam Asetilsalisilat (Aspirin) ini, telah dilengkapi dengan material Stainless Steel SA-167 Grade 11 type 304 yang tahan korosif dan sudah teruji aman untuk *foodgrade* ataupun produk farmasi. Adapun pertimbangan tentang hazard bahan baku dan alat proses dicantumkan pada subab – subab dibawah ini

5.2 Pertimbangan Aspek Keselamatan Pabrik

Tabel 5. 1 Identifikasi Hazard Bahan Kimia yang Digunakan Berdasarkan MSDS

A	Identifikasi hazard bahan kimia yang digunakan pada proses berdasarkan MSDS							
	Hazard							Pengelolaan
	Explosive	Flammable	Toxic	Corrosive	Irritant	Oxidizing	Radioactive	
Bahan Baku	V							
1. Asam Salisilat		V						Bahan baku disimpan didalam tangki penyimpanan tertutup rapat dan kering.
2. Asetat Anhidrat		V		V				- Bahan baku disimpan ditangki tertutup rapat di tempat yang kering dan berventilasi baik. - Jauhkan dari panas dan sumber api. - Simpan dalam tempat terkunci atau di tempat yang hanya bisa dimasuki oleh orang-orang yang mempunyai kualifikasi atau berwenang
3. Kalsium Oksida				V	V			- Bahan baku disimpan di tangki yang tertutup rapat dan kering. Tidak disimpan bersamaan dengan bahan yang mudah menguap karena dapat menyebabkan bahan dapat terjepit ke dalam produk - Bahan baku ditransport kedalam/keluar tangki dengan menggunakan alat tertutup agar potensi bahaya dapat diminimalisir karena dapat

								menyebabkan kulit kering apabila terpapar dan iritasi mata
Produk								
1. Asam Asetilsalisilat (Aspirin)					V			Bahan baku disimpan ditempat yang sejuk dan pada wadah yang tertutup rapat ditempat kering dan berventilasi baik. Sediakan ventilasi pembuangan yang sesuai ditempat-tempat dimana debu dapat terbentuk.
Bahan Penunjang								
1. Asam Asetat		V		V				Bahan disimpan ditempat yang tertutup rapat di tempat yang kering dan berventilasi baik, bahan dijauhkan dari panas dan sumber api simpan pada suhu 15 C hingga 30 C

Tabel 5. 2 Identifikasi hazard peralatan proses

B Identifikasi hazard peralatan proses								
Peralatan	Hazard						Keterangan	Pengelolaan
	Tekanan	Temperatur	Putaran Pengaduk	Elevasi	Komposisi	Kuantitas bahan		
1. Reaktor R-101	V	V	V				P = 1 atm, T = 70 °C	1. Reaktor dilengkapi dengan pengaduk atau agitator 2. Dinding reaktor dilengkapi dengan isolator untuk menjaga agar lingkungan di sekitar reaktor tidak terpapar panas tinggi dari reaktor. 3. Mamasang indicator control pada reactor 4. Melakukan inspeksi dan pemeliharaan secara berkala
2. Tangki penyimpanan bahan liquid				V	V	V	P = 1 atm , T = 30 C	Tangki penyimpanan bahan liquid dilengkapi dengan instrument pengontrolan liquid indicator untuk mengetahui tinggi liquid di dalam tangki
3. Rotary Dryer		V						Memasang temperature control untuk mencegah terjadinya overhear

Tabel 5. 3 Identifikasi hazard tata letak pabrik dan lokasi proses

C	Identifikasi hazard tata letak pabrik dan lokasi proses					
Peralatan	Hazard				Keterangan	Pengelolaan
	Ledakan	Kebakaran	Pelepasan bahan berbahaya	Operability & maintainability		
Tata letak pabrik						
1. Letak tangki penyimpanan dari area proses		V	V	V	Bahan baku Asam salisilat, Asetat anhidrat dan bahan penunjang asam asetat.	Tangki penyimpanan bahan baku diletakkan di daerah depan proses untuk memudahkan proses <i>loading</i> dan <i>unloading</i> bahan. Serta untuk mengurangi potensi bahaya ledakan jarak tangki penyimpanan dengan proses ±100 m.
2. Letak area produksi		V	V	V		Area produksi diletakkan dekan dengan ruang pengontroln dan operator sehingga mudah untuk dilakukan pengawasan dan pemeliharaan alat-alat
3. Letak Penyimpanan Produk		V		V		Area penyimpanan produk diletakkan dekat dengan Penyimpanan bahan baku agar mudah dijangkau oleh peralatan pengangkutan
Lokasi Proses						

1. Jarak antara area proses dengan gedung kantor	V	V	V			Letak area proses dan Gedung perkantoran memiliki minimal jarak sejauh 500 m. bertujuan untuk dapat meminimalisir resiko bahaya yang dapat terjadi pada area proses sehingga memiliki cukup waktu bagi para karyawan untuk melakukan evakuasi jika terjadi bahaya.
2. Jarak antara area proses dengan jalan raya	V	V	V			Jarak antara area proses dengan jalan raya minimal sejauh 2 km. agar jika terjadi bahaya diarea proses tidak terkena dampaknya
3. Jarak antara area proses dengan pemukiman penduduk	V	V	V			Jarak antara area proses dengan pemukiman penduduk minimal sejauh 5 km untuk mengurangi resiko terjadinya bahaya diarea proses

5.3 Pertimbangan Aspek Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Tabel 5. 4 Identifikasi potensi paparan kimia

A	Identifikasi potensi paparan kimia								
Jenis Paparan		Hazard					Keterangan	Pengelolaan	
		Kanker	Kerusakan Paru-paru	Kerusakan Ginjal	Kerusakan organ tubuh lainnya	Mutasi gen			Iritasi
1. Asam Salisilat					V		V	Digunakan sebagai bahan baku pembentukan Aspirin. Memiliki resiko bahaya jika terkena mata dan yang dapat menyebabkan iritasi serta kerusakan mata yang serius.	Operator dan karyawan harus menggunakan masker, baju pelindung diri serta kaca mata
2. Asetat Anhidrat							V	Digunakan sebagai bahan baku pembentukan Aspirin. Memiliki resiko bahaya jika terkena mata dan kulit yang dapat menyebabkan iritasi.	Operator dan karyawan harus menggunakan masker, baju pelindung diri serta kaca mata

3. Kalsium Oksida		V				V	Digunakan sebagai bahan baku pembentukan Aspirin. Memiliki resiko bahaya jika terkena mata dan kulit yang dapat menyebabkan iritasi. Dn jika terhirup dan tertelan debu CaO akan mengakibatkan batuk, bersin sampai kerusakan pada paru-paru	Operator da karyawan harus menggunakan masker, baju pelindung diri serta kaca mata
4. Asam asetilsalisilat		V				V	Produk utama dari hasil reaksi. Jika terhirup dapat menyebabkan batuk dan nyeri tenggorokan, dapat menyebabkan iritasi pada mata dan kulit.	Operator dan karyawan harus menggunakan masker, baju pelindung diri serta kaca mata
5. Kalsium Asetat						V	Digunakan sebagai bahan baku pembentukan Aspirin. Memiliki resiko bahaya jika terkena mata dan kulit yang dapat menyebabkan iritasi.	Operator dan karyawan harus menggunakan masker, baju pelindung diri serta kaca mata

6.	Asam Asetat						V	Digunakan sebagai bahan baku pembentukan Aspirin. Memiliki resiko bahaya jika terkena mata dan kulit yang dapat menyebabkan iritasi.	Operator dan karyawan harus menggunakan masker, baju pelindung diri serta kaca mata
B	Identifikasi potensi paparan fisis								
Jenis Paparan		Hazard						Keterangan	Pengelolaan
		Tuli	Kanker	ISPA	Sakit kepala				
1.	Kebisingan	V						Kebisingan berasal dari reactor RATB/CSTR dan rotary vacuum filter	Operator harus menggunakan earplug
2.	Panas				V			Berasal dari boiler dan alat penukan panas	Operator harus menggunakan alat pelindung diri yaitu baju <i>safety</i>
3.	Bau			V				Berasal dari bahan baku padatan	Operator harus menggunakan alat pelindung wajah/masker

5.4 Pertimbangan Aspek Lingkungan Pabrik

Tabel 5. 5 Identifikasi hazard emisi gas yang dihasilkan dari proses

A Identifikasi hazard limbah cair yang dihasilkan dari proses									
Limbah Cair	Sumber	Hazard						Keterangan	Pengelolaan
		Meracuni manusia	Merusak ekosistem air	Mencemari sumber air					
1. Sisa monomer dari rotary vacuum filter	Filtrat dari keluaran rotary vacuum filter		V	V					Sisa bahan baku dan solvent di tampung dalam tangki limbah untuk diolah dan diserahkan kepada pihak ketiga

BAB 6

ANALISIS KELAYAKAN PABRIK

6.1 Manajemen Perusahaan

Perusahaan merupakan suatu unit kegiatan ekonomi yang diorganisir dan dijalankan untuk menyediakan barang atau jasa bagi masyarakat dengan tujuan untuk memperoleh laba atau keuntungan. Dengan mempertimbangkan bahwa untuk mendirikan suatu pabrik Aspirin membutuhkan investasi yang cukup besar, maka bentuk badan usaha yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yaitu PT. Gemilang Jaya yang terletak di Gresik, Jawa Timur.

Perseroan Terbatas merupakan suatu badan usaha yang didirikan oleh beberapa orang, dimana badan hukum ini memiliki kekayaan, hak, dan kewajiban sendiri, yang terpisah dari pendiri (Pemegang Saham), maupun pengurusnya (Komisaris dan Direksi). Perseroan Terbatas memiliki beberapa keuntungan, antara lain:

- a. Pemakaian nama Perseroan Terbatas dilindungi oleh undang-undang
- b. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin karena perusahaan tidak tergantung pada satu pihak dan kepemilikannya bisa berganti-ganti.
- c. Kekayaan perusahaan terpisah dari kekayaan pribadi pemilik saham.
- d. Pengelolaan perusahaan terpisah dari pemilik saham (pemilik perusahaan) , sehingga tanggung jawab berjalannya perusahaan berada di tangan pengelola.
- e. Kemungkinan penambahan modal untuk peluasan lebih mudah.
- f. Pengelolaan perusahaan dapat dilakukan lebih efisien serta professional karena pembagian tugas dan tanggung jawab pengurus (direktur dan dewan komisaris) serta pemegang saham diatur dengan jelas.

PT Aspirin Indonesia direncanakan memiliki 118 orang pegawai mulai dari SDM hingga operator yang bekerja dipabrik dan beroperasi selama 330 hari dalam setahun dengan waktu kerja 24 jam dalam sehari. Hari kerja unit produksi adalah hari Senin sampai hari Minggu. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perbaikan atau perawatan dan shut down. Dengan tujuan untuk menjaga kelancaran proses produksi serta mekanisme administrasi dan pemasaran maka waktu kerja karyawan diatur dengan sistem shift dan nonshift.

Jadwal kerja shift berlaku bagi karyawan pada unit produksi dan dilakukan secara bergilir. Yang termasuk karyawan shift antara lain :

1. Unit produksi
2. Unit Utilitas
3. Unit Quality Control (QC)
4. Unit Pemeliharaan (Maintenance)
5. Keamanan Jadwal kerja shift berlaku bagi karyawan pada unit produksi dan dilakukan secara bergilir.

Pembagian kerja karyawan dibagi dalam 4 grup, dimana masing-masing grup akan bekerja sesuai dengan waktu antar shift dalam satu minggu. Pengaturan jadwal kerja shift dapat dilihat pada Tabel 6.1. Baik pada plant monomer maupun plant polimerisasi disusun jadwal shift yang sama.

Shift	Jam Kerja
I	07.00 – 15.00
II	15.00 – 23.00
III	23.00 – 07.00

Tabel 6. 1 Pembagian Jadwal Shift

Pembagian jadwal kerja shift dibagi dalam grup yang dapat dilihat pada table

Shift	Hari							
	1	2	3	4	5	6	7	8
I	A	A	D	D	C	C	B	B
II	B	B	A	A	D	D	C	C
III	C	C	B	B	A	A	D	D
Libur	D	D	C	C	B	B	A	A

Keterangan :

A : Grup Kerja I

B : Grup Kerja II

C : Grup Kerja III

D : Grup Kerja IV

Hari kerja untuk sistem *non-shift* berlaku untuk para karyawan administrasi kantor dan karyawan yang tidak terlibat langsung dalam kegiatan produksi dan pengamanan pabrik. Hari kerja sistem *non-shift* adalah hari Senin sampai Jumat dengan pengaturan jam kerja yang dapat dilihat pada Tabel 6.3

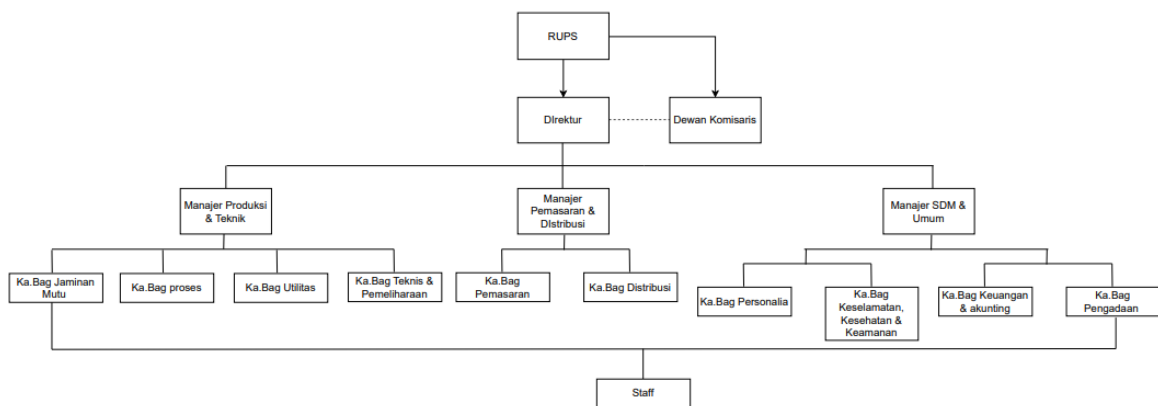
<i>Shift</i>	Jam Kerja	Jam Istirahat
Senin – Jum'at	08.00 – 17.00	12.00 – 13.00
Sabtu	08.00 – 13.00	Tanpa Istirahat

Tabel 6. 2 Pembagian Jadwal Non-Shift

6.1.1 Diagram organisasi

Struktur organisasi perusahaan disusun sebagaimana layaknya suatu badan usaha yang bergerak dalam industri dan perdagangan, yang membagi-bagi unit dalam organisasi secara fungsional. Struktur organisasi perusahaan terdiri dari fungsi-fungsi dan hubungan yang menyatakan keseluruhan kegiatan untuk mencapai sasaran. Dalam perencanaan pabrik Polychloroprene ini, struktur organisasi yang dipilih adalah struktur organisasi garis. Keuntungan dari struktur organisasi ini adalah :

- Struktur organisasinya sederhana dan jelas
- Pembagian tugas menjadi jelas antara pelaksana tugas pokok dan pelaksana tugas penunjang
- Wewenang dan tanggung jawab lebih mudah dipahami sehingga tidak terjadi kesimpangsiuran perintah dan tanggung jawab kepada karyawan
- Disiplin kerja dapat terlaksana dengan baik
- Mata rantai instruksi yang menghubungkan seluruh unit dalam organisasi berada dibawah organisasi yang jelas.



Gambar 6. 1 Struktur Organisasi PT. Aspirin

Berdasarkan Gambar 6.1 bagian-bagian dari kepengurusan perusahaan memiliki tugas dan wewenang yang berbeda antara satu bagian dengan bagian yang lain.

1) Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS)

Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) merupakan Lembaga tertinggi dan bagian terpenting bagi para pemegang saham untuk mengambil keputusan penting yang bertujuan sebagai tempat untuk memutuskan arah perseroan dan forum dewan komisaris serta dewan direksi untuk melaporkan dan bertanggung jawab terhadap pelaksanaan kinerja kepada para pemegang saham. Adapun tugas RUPS adalah sebagai berikut :

- a) Mengangkat dan memberhentikan anggota dewan komisaris dan direksi
- b) Mengevaluasi kinerja dewan komisaris dan direksi
- c) Menyetujui perubahan anggaran dasar
- d) Mengatur alokasi keuntungan laba

2. Dewan Komisaris

Dewan Komisaris bertugas melakukan pengawasan terhadap kebijakan pengurusan, jalannya pengurusan pada umumnya baik mengenai Perseroan maupun usaha Perseroan yang dilakukan oleh direksi serta memberikan nasihat kepada Direksi dalam melaksanakan tugas manajemennya. Secara umum tugas Dewan KOMisaris yaitu sebagai berikut :

- a) Mengawasi kebijakan pengurusan dan pelaksanaannya serta memberikan nasihat kepada direksi.
- b) Membentuk komite-komite untuk mendukung aktivitas pelaksanaan
- c) Menyelenggarakan RUPS sesuai ketentuan

- d) Mengambil alih sementara pengurusan Perseroan jika Perseroan tidak memiliki seorangpun anggota Direksi.

3. Direktur

Direktur dipilih oleh RUPS untuk menjalankan kegiatan operasional perusahaan secara keseluruhan. Tugas dan wewenang Direktur adalah :

- a) Bertanggung jawab penuh atas jalannya kegiatan operasional perusahaan.
- b) Bertanggung jawab atas kinerja perusahaan kepada Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).
- c) Menetapkan kebijakan operasional perusahaan.
- d) Mengangkat dan memberhentikan karyawan.

4. Manajer

Dalam melaksanakan tugasnya, manajer mempunyai wewenang untuk merumuskan kebijakan yang berkaitan dengan proses produksi, marketing, keuangan dan personalia. Terdapat 4 manajer, yaitu :

1) Manajer Produksi dan Teknik

Manajer produksi dan Teknik mempunyai wewenang untuk merumuskan kebijakan Teknik operasi pabrik dan mengawasi proses operasional pabrik. Manajer Produksi dan Teknik membawahi :

a) Kepala Bagian Proses

- 1. Mengawasi pelaksanaan operasi selama proses produksi berlangsung.
- 2. Mengawasi persediaan bahan baku dan penyimpanan hasil produksi serta transportasi hasil produksi.
- 3. Bertanggung jawab atas kelancaran fungsional unit-unit sarana penunjang (utilitas) serta meneliti dan mengembangkan spesifikasi produk.

b) Kepala Bagian Utilitas

- 1. Mengawasi kelancaran atas fungsional unit-unit sarana penunjang.
- 2. Mengawasi pelaksanaan proses pengolahan air dan pembuatan steam.

3. Mengawasi pemakaian energi dalam proses pabrik

c) Kepala Bagian *Quality Control, Quality Assurance* dan *Research and Development*

1. Mengontrol kualitas bahan baku dan bahan penunjang yang akan digunakan dalam proses produksi serta kualitas produk yang dihasilkan.
2. Mengawasi kegiatan laboratorium dan pengolahan data.
3. Bertanggung jawab atas penelitian dan pengembangan proses produksi.

d) Kepala Bagian *Engineering & Maintenance*

1. Mengkoordinasi kegiatan pemeliharaan fasilitas penunjang kegiatan produksi.
2. Mengkoordinasi kegiatan pemeliharaan penunjang kelistrikan dan instrumentasi.
3. Mengkoordinasi kegiatan pemeliharaan fasilitas penunjang aspek kesehatan dan keselamatan kerja.

2) Manajer Umum dan SDM

Manajer umum dan SDM memiliki tugas dan tanggung jawab dalam melaksanakan pemasaran hasil produksi. Manajer Pemasaran membawahi :

a) Kepala Bagian Umum

1. Memberikan pelayanan bagi semua unsur dalam organisasi di bidang kesejahteraan, fasilitas kesehatan dan keselamatan kerja bagi seluruh karyawan dan keluarganya.
2. Mengatur dan meningkatkan hubungan kerjasama antara masyarakat sekitar.

b) Kepala Bagian SDM

1. Membawahi seksi kepegawaian yang bertugas untuk menerima karyawan dan mengadakan pembinaan (*Technical Training*) serta pemutusan hubungan kerja.
2. Memberikan pelatihan dan pendidikan kepada para karyawan perusahaan

3. Mengatur segala hal yang berkenaan dengan kepegawaian seperti pengaturan jadwal kerja, cuti karyawan dan lain-lain.
 - c) Kepala bagian Keuangan dan Akunting
 1. Mengawasi dan mengatur setiap pengeluaran untuk membeli bahan baku dan pemasukan dari penjualan produk.
 2. Mengatur dan melakukan pembayaran gaji karyawan
 3. Menentukan kenaikan gaji karyawan tiap tahun
 4. Mengatur dan merencanakan pembelian barang inventaris
 5. Melakukan pengolahan data terhadap seluruh kegiatan perusahaan yang berhubungan dengan keuangan.
 - d) Kepala Bagian Pengadaan
 1. Mengkoordinasikan pelaksanaan penyelenggara pengadaan barang/jasa
 2. Mengkoordinasikan administrasi dan pembinaan sumber daya manusia
- 3) Manajer Pemasaran dan Distribusi
- Manajer Pemasaran dan Distribusi memiliki tugas yaitu memimpin survey marketing dan competitor serta membuat strategi pemasarn, mengimpementasi dan mengkomunikasikan produk perusahaan baik dalam bentuk barang ataupun jasa yang bertujuan untuk meningkatkan keuntungan perusahaan.manajer Pemasaran dan Distribusi membawahi :
- a) Kepala bagian pemasaran
 1. Memimpin inspirasi promosi produk
 2. Mengkoordinasikan strategi pemasaran
 3. Memonitor pertumbuhan perusahaan
 - b) Kepala bagian distribusi
 1. Melakukan kegiatan penjualan dan penyaluran barang-barang produksi ke tempattempat yang telah ditentukan pada bagian pemasaran dan promosi.
 2. Meningkatkan kerjasama dengan pihak-pihak terkait untuk kelancaran dan keamanan jalur distribusi

5. Kepala seksi

Setiap kepala bagian dalam melaksanakan tugasnya dibantu oleh kepala seksi yang masing – masing membawahi kepala regu dan para operator. Kepala Seksi (Kasie) memiliki tugas dan tanggung jawab antara lain sebagai berikut :

Memimpin bagiannya masing-masing agar berjalan dengan semestinya.

Mengadakan pengawasan dan evaluasi atas semua kegiatan dalam bidangnya dan melaporkan kepada kepala bagian secara berkala.

6.1.2 Perincian Jabatan dan Penggolongan Gaji

Upah tenaga kerja disesuaikan dengan golongan tenaga kerja, tergantung kedudukan dalam struktur organisasi dan lama bekerja di perusahaan. Upah yang diterima oleh setiap karyawan terdiri dari :

- a. Gaji pokok
- b. Tunjangan jabatan
- c. Tunjangan kehadiran (transportasi) bagi staf *non-shift*
- d. Tunjangan kesehatan dengan penyediaan dokter perusahaan dan rumah sakit yang telah ditunjuk oleh perusahaan bagi seluruh karyawan sesuai dengan golongannya.

Sistem pembayaran upah dibedakan menjadi :

- a. Upah Bulanan

Upah bulanan diberikan kepada karyawan tetap dengan besar gaji berdasarkan Pendidikan, keahlian, dan kedudukan pada organisasi.

- b. Upah Borongan

Upah ini diberikan kepada buruh borongan dengan besar gaji tergantung jenis dan jumlah beban pekerjaan.

- c. Upah Harian

Upah harian diberikan kepada pekerja tidak tetap yang dibutuhkan sewaktu-waktu, misalnya *outsourcing*. Upah ini diberikan sesuai jumlah hari dan jam kerja.

Selain upah rutin, karyawan diberikan upah tambahan dengan perhitungan sebagai berikut :

- a. Lembur hari biasa

Besarnya upah lembur per jam yang diberikan kepada karyawan adalah satu setengah kali gaji per jam.

- b. Lembur hari Minggu atau hari libur

Besarnya upah lembur per jam diberikan kepada karyawan adalah dua kali gaji per jam.

- c. Jika karyawan dipanggil untuk bekerja di luar jam kerja, maka akan diberikan upah tambahan. Perincian dan penggolongan upah karyawan dapat dilihat pada tabel

Tabel 6. 3 Perincian Jabatan dan Penggolongan Gaji

No.	Jabatan	Jumlah	Jenjang Pendidikan	Gaji / bulan		Total	
			Minimum	(Rp)		(Rp)	
1	Komisaris	2	-	Rp	30.000.000,00	Rp	60.000.000,00
2	Direktur	1	S2	Rp	40.000.000,00	Rp	40.000.000,00
3	Manajer	3	S2	Rp	18.000.000,00	Rp	54.000.000,00
4	Kepala bagian	10	S1	Rp	10.000.000,00	Rp	100.000.000,00
5	Kepala Seksi	10	S1	Rp	7.000.000,00	Rp	70.000.000,00
6	Sekertaris Direktur	1	S1	Rp	4.450.000,00	Rp	4.450.000,00
7	Sekertaris Manajer	4	S1	Rp	4.500.000,00	Rp	18.000.000,00
Karyawan Shift							
8	Proses Proses						
	Ketua Regu Shift	3	S1	Rp	5.300.000	Rp	15.900.000
	Anggota Shift	9	D3	Rp	4.700.000	Rp	42.300.000
9	Utilitas dan Instrumentasi						
	Ketua Regu Shift	3	S1	Rp	5.300.000	Rp	15.900.000
	Anggota Shift	6	D3	Rp	4.700.000	Rp	28.200.000
10	Keamanan						
	Ketua Regu Shift	1	SMA/SMK	Rp	4.500.000	Rp	4.500.000
	Anggota Shift	6	SMA/SMK	Rp	4.000.000	Rp	24.000.000
11	Maintance (mekanik workshop)						
	Ketua Regu Shift	3	S1	Rp	5.300.000	Rp	15.900.000
	Anggota Shift	3	D3	Rp	4.700.000	Rp	14.100.000
12	Jaminan Mutu (<i>Quality Control, Quality Assurance</i> dan R&D)						
	Ketua Regu Shift	7	S1	Rp	5.300.000	Rp	37.100.000
	Anggota Shift	15	D3	Rp	4.700.000	Rp	70.500.000
13	SDM dan Umum						
	Pelaksana Rumah Tangga	3	SMA/SMK	Rp	4.000.000	Rp	12.000.000
	Pelaksana Fasilitas Umum	2	SMA/SMK	Rp	4.000.000	Rp	8.000.000
Karyawan Non-shift							
14	Pemasaran	2	D3	Rp	4.700.000	Rp	9.400.000
15	Distribusi	2	D3	Rp	4.700.000	Rp	9.400.000
akunting dan pengadaan							
16	Keuangan	2	D3	Rp	4.700.000	Rp	9.400.000
17	Akunting	2	D3	Rp	4.700.000	Rp	9.400.000
18	pengadaan	2	D3	Rp	4.700.000	Rp	9.400.000

SDM dan Umum					
19	Personalia	2	D3	Rp 4.700.000	Rp 9.400.000
20	Gudang	2	D3	Rp 4.700.000	Rp 9.400.000
21	Supir	3	D3	Rp 4.000.000	Rp 12.000.000
22	Kepala Seksi Kebersihan	1	D3	Rp 4.500.000	Rp 4.500.000
23	<i>Cleaning Service</i>	4	D3	Rp 4.000.000	Rp 16.000.000
24	Kepala Seksi K3	1	S1	Rp 5.300.000	Rp 5.300.000
25	K3	3	S1	Rp 4.700.000	Rp 14.100.000
TOTAL		118	TOTAL		Rp 752.550.000

6.2 Kelayakan Ekonomi

Analisa kelayakan ekonomi ditinjau dari kebutuhan modal investasi, seberapa besar laba yang diperoleh, jangka waktu pengembalian modal investasi dan indicator untuk mengetahui tingkat kapasitas produksi (*break event point*), maka akan diketahui bahwa pabrik ini layak untuk didirikan dilihat dari aspek ekonominya.

6.2.1 Asumsi dan Parameter

Asumsi dan parameter yang digunakan pada analisis kelayakan ekonomi pendirian pabrik Aspirin dapat dilihat pada Tabel 6.4.

Tabel 6. 4 Asumsi dan Parameter untuk Analisis Kelayakan Ekonomi

Asumsi dan Parameter	
Tipe pabrik	<i>solid-liquid processing plant</i>
Metode estimasi	
Depresiasi	Flat (Rp.525.877.898.408,02)
Hari kerja	330 hari
Umur pabrik	10 tahun
Lama konstruksi	1 tahun
Suku bunga pinjaman	10 %
Bank referensi	Bank BNI
Komposisi pemodalan	62 % modal sendiri 38 % pinjaman dari bank
1 USD	Rp. 15.000

6.2.2 Fixed Capital (Modal Tetap)

Tabel 6.3 menampilkan komponen-komponen biaya yang termasuk dalam kategori modal tetap pada pendirian pabrik Aspirin.

Tabel 6. 5 Fixed Capital

No	Komponen			Biaya
A DIRECT COST				
1	Pengadaan alat (peralatan proses dan utilitas)	100%	Rp	76.448.654.251
2	Instalasi	39%	Rp	29.814.975.158,08
3	Instrument dan alat control	13%	Rp	9.938.325.053
4	Perpipaan Terpasang	31%	Rp	23.699.082.818
5	Pelistrik terpasang	10%	Rp	7.644.865.425,15
	Civil			
6	Bangunan	29%	Rp	22.170.109.732,93
7	Biaya pengerukan , pengambilan tanah	5%	Rp	3.822.432.712,57
8	Service facilities and yard improvement,	55%	Rp	42.046.759.838,32
9	Harga Tanah (Land survey & cost)		Rp	20.000.000.790,00
10	DFCI tak terduga	10%	Rp	23.558.520.578
	Total Direct Cost		Rp	259.143.726.357
B INDIRECT COST				
11	Engineering and supervision	32%	Rp	82.925.992.434
12	Biaya kontruksi	34%	Rp	88.108.866.961
12	Contactor's fee	5%	Rp	12.957.186.318
13	Kontingensi	10%	Rp	25.914.372.636
14	IFCI tak terduga	10%	Rp	20.990.641.834,93
	Total Indirect Cost		Rp	230.897.060.184
	FCI = DFCI + IFCI		Rp	490.040.786.541

6.2.3 Modal kerja (*working capital*)

Modal kerja merupakan modal yang diperlukan untuk membiayai seluruh kegiatan operasional. Modal kerja dihitung untuk masa 3 bulan dengan jumlah hari kerja 90 hari. Tabel 6.4 menampilkan komponen-komponen yang termasuk dalam kategori modal pada pendirian pabrik Aspirin.

Tabel 6. 6 Modal Kerja

Komponen				Biaya	
Biaya pengemasan dan distribusi produk	2%	Bahan baku	Rp	1.654.809.802,6	
Biaya pengawasan mutu	1%	Bahan Baku	Rp	827.404.901	
Biaya pemeliharaan dan perbaikan	2%	DHCI	Rp	5.182.874.527	
Gaji karyawan	3 x	Gaji/bulan	Rp	2.257.650.000,00	
Sub total working capital investment (WCI)			Rp	9.922.739.231	
Bunga pinjaman selama konstruksi	10%		Rp	25.914.372.636	
Total WCI			Rp	35.837.111.866,68	

Jadi, Total Capital Investment (TCI) yang dibutuhkan adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\
 &= \text{Rp } 490.040.786.541 + \text{Rp } 35.837.111.866,68 \\
 &= \text{Rp } 525.877.898.408
 \end{aligned}$$

6.2.4 Biaya Produksi

Biaya Produksi adalah biaya yang harus dikeluarkan untuk mengolah bahan baku menjadi produk jadi yang siap untuk dijual. Adapun Biaya Pengeluaran Umum yang harus dikeluarkan untuk menunjang produksi. Biaya produksi dan Biaya Pengeluaran Umum dihitung pertahun selama 10 tahun kedepan dengan jumlah 330 hari dan sesuai dengan kapasitas produksi.

Tabel 6. 7 Biaya Produksi Tahun ke-1 sampai Tahun ke-10

TAHUN				I		II	
KAPASITAS PRODUKSI				80%		90%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			Rp -	Rp 242.705.447.537,79	Rp -	Rp 300.347.991.328,02
b.	Gaji Karyawan			Rp 10.460.445.000,00		Rp 11.506.489.500,00	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp 5.182.874.527,14		Rp 5.442.018.253,50	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS	Rp -	Rp 1.146.089.902,00	Rp -	Rp 1.418.286.253,73
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB	Rp -	Rp 1.213.527.237,69	Rp -	Rp 1.501.739.956,64
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB	Rp -	Rp 4.854.108.950,76	Rp -	Rp 6.006.959.826,56
g.	Biaya sarana penunjang			Rp 8.562.637,73	Rp 47.255.784.535,34	Rp 9.418.901,50	Rp 58.479.033.362,48
h.	Biaya start up			Rp 9.620.646.454,37		Rp 10.582.711.099,81	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp 25.272.528.619,24	Rp 297.174.958.163,57	Rp. 27.540.637.754,81	Rp 367.754.010.727,42
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp 3.128.663.905,43		Rp 3.389.701.550,70	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp 70.946.976.360,19		Rp 70.946.976.360,19	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp 42.170.110,52		Rp 46.387.121,58	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp 1.295.718.631,79		Rp 1.425.290.494,96	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp 72.284.865.102,50		Rp 72.418.653.976,73	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)			Rp -		Rp -	
a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp 523.022.250,00		Rp 575.324.475,00	

Institut Teknologi Indonesia

b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f	Rp -	Rp 485.410.895,08	Rp -	Rp 600.695.982,66
c.	Bunga Bank			Rp 20.000.000.000,00		Rp 20.000.000.000,00	
d.	Angsuran Pokok			Rp 20.000.000.000,00		Rp 18.056.422.052,32	
	Total Pengeluaran Umum			Rp 40.523.022.250,00	Rp 485.410.895,08	Rp 38.631.746.527,32	Rp 600.695.982,66
Total Biaya				Rp 141.209.079.877,17	Rp 297.660.369.058,65	Rp 141.980.739.809,56	Rp 368.354.706.710,08
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp 438.869.448.935,82		Rp 510.335.446.519,64	

TAHUN				III		IV	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			Rp -	Rp367.091.989.400,91		Rp403.801.188.341,00
b.	Gaji Karyawan			Rp12.657.138.450,00		Rp13.922.852.295,00	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp5.714.119.166,17		Rp5.999.825.124,48	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS	Rp -	Rp1.733.460.976,78		Rp1.906.807.074,45
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB	Rp -	Rp1.835.459.947,00		Rp2.019.005.941,71
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB	Rp -	Rp7.341.839.788,02		Rp8.076.023.766,82
g.	Biaya sarana penunjang			Rp 10.360.791,65	Rp71.474.374.109,70	Rp 11.396.870,81	Rp78.621.811.520,67
h.	Biaya start up			Rp11.640.982.209,79		Rp 12.805.080.430,77	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp30.022.600.617,62	Rp449.477.124.222,41	Rp32.739.154.721,07	Rp 494.424.836.644,65
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp3.674.251.523,23		Rp3.984.535.483,90	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						

2.	Depresiasi			Rp70.946.976.360,19		Rp70.946.976.360,19	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp51.025.833,73		Rp56.128.417,11	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp1.567.819.544,46		Rp1.724.601.498,91	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp72.565.821.738,38		Rp 72.727.706.276,20	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)			Rp -			
a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp632.856.922,50		Rp 696.142.614,75	
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f	Rp -	Rp734.183.978,80		Rp 807.602.376,68
c.	Bunga Bank			Rp16.112.844.104,64		Rp 14.169.266.156,96	
d.	Angsuran Pokok			Rp19.435.779.476,78		Rp 19.435.779.476,78	
	Total Pengeluaran Umum			Rp36.181.480.503,93	Rp734.183.978,80	Rp 34.301.188.248,50	Rp807.602.376,68
Total Biaya				Rp142.444.154.383	Rp450.211.308.201	Rp143.752.584.730	Rp495.232.439.021
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp 592.952.738.093,60		Rp 638.985.023.750,99	

TAHUN				V		VI	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku				Rp444.181.307.175,10		Rp 482.236.889.492,39
b.	Gaji Karyawan			Rp15.315.137.524,50		Rp16.846.651.276,95	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp6.299.816.380,71		Rp 6.618.612.153,82	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS		Rp2.097.487.781,90		Rp 2.307.236.560,09

e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB		Rp2.220.906.535,88		Rp 2.411.184.447,46
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB		Rp8.883.626.143,50		Rp 9.644.737.789,85
g.	Biaya sarana penunjang			Rp12.536.557,89	Rp86.483.992.672,73	Rp 13.790.213,68	Rp 102.044.026.028,48
h.	Biaya start up			Rp14.085.588.473,85		Rp15.494.147.321,24	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp35.713.078.936,95	Rp543.867.320.309,11	Rp38.973.200.965,69	Rp 598.644.074.318,27
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp4.322.990.781,04		Rp 4.693.052.686,15	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp91.487.984.492,17		Rp41.515.159.533,88	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp61.741.258,82		Rp 67.937.828,30	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp1.897.061.648,80		Rp 2.087.968.159,43	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp93.446.787.399,79		Rp43.671.065.521,61	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						
a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp765.756.876,23		Rp 842.332.563,85	
TAHUN				V		VI	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f		Rp888.362.614,35		Rp 964.473.778,98
c.	Bunga Bank			Rp12.225.688.209,29		Rp10.276.520.359,58	
d.	Angsuran Pokok			Rp19.435.779.476,78		Rp19.446.959.280,85	
	Total Pengeluaran Umum			Rp32.427.224.562,30	Rp888.362.614,35	Rp30.565.812.204,27	Rp 964.473.778,98
Total Biaya				Rp165.910.081.680	Rp544.755.682.923	Rp 117.903.131.378	Rp 599.608.548.097
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp710.665.764.603,54		Rp 717.511.679.474,98	

TAHUN				VII		VIII	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku				Rp537.459.381.681,87		Rp591.205.319.850,06
b.	Gaji Karyawan			Rp18.531.316.404,65		Rp20.384.448.045,11	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp6.945.547.559,73		Rp7.292.824.937,72	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS		Rp2.537.960.216,10		Rp2.791.756.237,71
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB		Rp2.687.296.908,41		Rp2.956.026.599,25
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB		Rp10.749.187.633,64		Rp11.824.106.397,00
TAHUN				VII		VIII	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
g.	Biaya sarana penunjang			Rp15.169.235,05	Rp104.645.631.134,01	Rp16.686.158,56	Rp115.110.194.247,41
h.	Biaya start up			Rp17.043.562.053,36		Rp18.747.918.258,69	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp42.535.595.252,79	Rp658.079.457.574,02	Rp46.441.877.400,08	Rp723.887.403.331,43
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp5.095.372.792,88		Rp5.535.454.596,57	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp41.515.159.533,88		Rp41.515.159.533,88	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan), kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp74.706.923,17		Rp82.177.615,48	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp2.295.444.595,04		Rp2.524.989.054,55	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp43.885.311.052,09		Rp44.122.326.203,92	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						

Institut Teknologi Indonesia

a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp926.565.820,23		Rp1.019.222.402,26	
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f		Rp1.074.918.763,36		Rp1.182.410.639,70
c.	Bunga Bank			Rp8.338.532.313,93		Rp6.394.954.366,25	
d.	Angsuran Pokok			Rp19.435.779.476,78		Rp19.435.779.476,78	
	Total Pengeluaran Umum			Rp28.700.877.610,95	Rp1.074.918.763,36	Rp26.849.956.245,29	Rp1.182.410.639,70
Total Biaya				Rp120.217.156.709	Rp 659.154.376.337	Rp122.949.614.446	Rp725.069.813.971
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp 779.371.533.046,09		Rp 848.019.428.416,98	

TAHUN				IX		X	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku				Rp650.325.851.835,07		Rp715.358.437.018,57
b.	Gaji Karyawan			Rp22.422.892.849,62		Rp24.665.182.134,58	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp7.657.466.184,60		Rp8.040.339.493,83	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS		Rp3.070.931.861,48		Rp3.378.025.047,62
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB		Rp3.251.629.259,18		Rp3.576.792.185,09
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB		Rp13.006.517.036,70		Rp14.307.168.740,37
g.	Biaya sarana penunjang			Rp18.354.774,41	Rp126.621.213.672,15	Rp20.190.251,85	Rp139.283.335.039,36
h.	Biaya start up			Rp20.622.710.084,56		Rp22.684.981.093,02	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp50.721.423.893,20	Rp796.276.143.664,57	Rp55.410.692.973,29	Rp875.903.758.031,03
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp6.016.071.806,84		Rp6.541.104.325,68	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						

Institut Teknologi Indonesia

2.	Depresiasi			Rp44.480.401.455,33		Rp44.480.401.455,33	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp90.395.377,03		Rp99.434.914,74	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp2.777.487.960,00		Rp3.055.236.756,00	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp47.348.284.792,37		Rp 47.635.073.126,08	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						
a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp1.121.144.642,48		Rp1.233.259.106,73	
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f		Rp1.300.651.703,67		Rp1.430.716.874,04
c.	Bunga Bank			Rp4.451.376.418,57		Rp2.507.798.470,89	
d.	Angsuran Pokok			Rp19.435.779.476,78		Rp19.435.779.476,78	
	Total Pengeluaran Umum			Rp25.008.300.537,84	Rp1.300.651.703,67	Rp23.176.837.054,41	Rp1.430.716.874,04
Total Biaya				Rp 129.094.081.030	Rp 797.576.795.368	Rp 132.763.707.479	Rp877.334.474.905
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp 926.670.876.398,49		Rp1.010.098.182.384,52	

6.2.5 Penjualan dan Keuntungan

Laba atau rugi adalah selisih pendapatan penjualan bersih dengan total seluruh biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan. Bila selisih antara pendapatan penjualan bersih dengan total seluruh biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan mempunyai nilai positif berarti perusahaan tersebut memperoleh keuntungan atau laba, dan sebaliknya bila selisih antara pendapatan penjualan bersih dengan total seluruh biaya yang dikeluarkan oleh perusahaan bernilai negatif berarti perusahaan tersebut mengalami kerugian.

Perhitungan laba rugi akan memberikan gambaran tentang kemampuan perusahaan untuk mengembalikan modal investasi serta besarnya pajak perseroan. Laba yang diperoleh sangat tergantung pada penerimaan dan pengeluaran ongkos pabrik. Besarnya pajak penghasilan Perseroan yang harus 104 dibayar sesuai dengan besarnya laba kotor yang diperoleh dan dihitung berdasarkan Undang-Undang Pajak Penghasilan (PPH).

Keuntungan pabrik ini berasal dari penjualan produk Aspirin 98% sebagai produk utama. Penjualan dan Keuntungan Pajak dihitung berdasarkan UU No. 36 tahun 2008, yaitu sebagai berikut:

<u>Penghasilan Kena Pajak</u>	<u>Tarif Pajak (%)</u>
1. 0 s/d Rp.50 juta	5
2. Rp.50 juta s/d Rp.250 juta	15
3. Rp.250 juta s/d Rp.500 juta	25
4. > Rp. 500 juta	30

Tabel 6.13 menunjukkan proyeksi penjualan dan keuntungan pabrik Aspirin dari tahun pertama hingga tahun ke sepuluh pabrik

Tabel 6. 8 Proyeksi Penjualan dan Keuntungan (dalam juta rupiah)

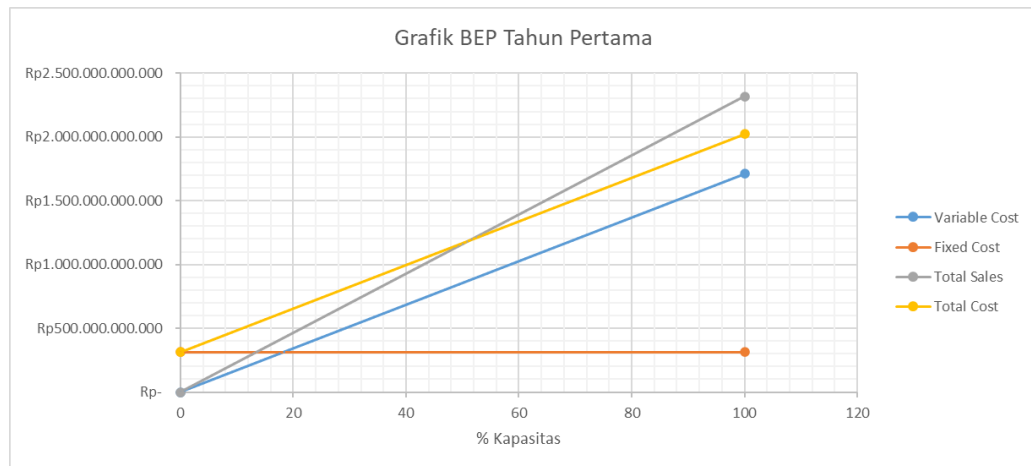
Tahun	Penjualan	Biaya Produksi	Keuntungan kotor	Depresiasi	Salvage Value	Penghasilan kena pajak	PPh (Rp)	Keuntungan Bersih
	(Rp)	(Rp)	(Rp)				25%	(Rp)
1	581.104.972.800	438.869.448.936	142.235.523.864	91.487.984.492,17	651.830.978.113,97	50.747.539.372	12.686.884.843	38.060.654.529
2	719.117.403.840	510.335.446.520	208.781.957.320	91.487.984.492,17	563.064.565.713,15	117.293.972.828	29.323.493.207	87.970.479.621
3	878.921.271.360	592.655.462.584	286.265.808.776	91.487.984.492,17	474.298.153.312,33	194.777.824.283	48.694.456.071	146.083.368.213
4	966.813.398.496	638.985.023.751	327.828.374.745	91.487.984.492,17	385.531.740.911,51	236.340.390.253	59.085.097.563	177.255.292.690
5	1.063.494.738.346	710.665.764.604	352.828.973.742	91.487.984.492,17	296.765.328.510,69	261.340.989.250	65.335.247.312	196.005.741.937
6	1.169.844.212.180	717.123.003.957	452.721.208.223	44.480.401.455,33	254.546.404.146,71	408.240.806.768	102.060.201.692	306.180.605.076
7	1.286.828.633.398	779.371.533.046	507.457.100.352	44.480.401.455,33	212.787.574.782,72	462.976.698.897	115.744.174.724	347.232.524.173
8	1.415.511.496.738	848.019.428.417	567.492.068.321	44.480.401.455,33	171.028.745.418,74	523.011.666.866	130.752.916.716	392.258.750.149
9	1.557.062.646.412	926.670.876.398	630.391.770.013	44.480.401.455,33	129.269.916.054,76	585.911.368.558	146.477.842.139	439.433.526.418
10	1.712.768.911.053	1.010.098.182.385	702.670.728.668	44.480.401.455,33	87.511.086.690,78	658.190.327.213	164.547.581.803	493.642.745.410

6.2.7 Break Even Point

Break Event Point (BEP) atau titik impas adalah persen kapasitas produksi dimana nilai total penjualan bersih sama dengan nilai total biaya yang dikeluarkan perusahaan dalam kurun waktu 1 tahun. BEP bermanfaat untuk mengendalikan kegiatan operasional perusahaan, antara lain mengendalikan total produksi, total penjualan, dan mengendalikan keuangan pada tahun buku berjalan. Tabel dibawah menunjukan biaya Break Event Point pabrik Aspirin.

Tabel 6. 9 Break Even Point (dalam juta rupiah)

Tahun	Hasil Penjualan Produksi	Total	Total	Pengeluaran	BEP
	(Total Sales)	<i>Fixed Cost</i>	<i>Variabel Cost</i>	(Total Cost)	(%)
1	Rp 581.104.972.800	Rp 141.209.079.877,17	Rp 299.808.651.982,14	Rp 441.017.731.859,31	50,20%
2	Rp 719.117.403.840	Rp 141.980.739.809,56	Rp 371.013.206.827,90	Rp 512.993.946.637,46	40,79%
3	Rp 878.921.271.360	Rp 142.444.154.383,16	Rp 453.460.586.122,99	Rp 595.904.740.506,15	33,48%
4	Rp 966.813.398.496	Rp 143.752.584.729,67	Rp 498.806.644.735,28	Rp 642.559.229.464,95	30,72%
5	Rp 1.063.494.738.346	Rp 165.910.081.680,08	Rp 548.687.309.208,81	Rp 714.597.390.888,89	32,23%
6	Rp 1.169.844.212.180	Rp 117.891.752.741,45	Rp 603.556.040.129,69	Rp 721.447.792.871,14	20,82%
7	Rp 1.286.828.633.398	Rp 120.217.156.708,70	Rp 663.911.644.142,66	Rp 784.128.800.851,36	19,30%
8	Rp 1.415.511.496.738	Rp 122.949.614.445,85	Rp 730.302.808.556,93	Rp 853.252.423.002,78	17,94%
9	Rp 1.557.062.646.412	Rp 129.094.081.030,25	Rp 803.333.089.412,62	Rp 932.427.170.442,88	17,13%
10	Rp 1.712.768.911.053	Rp 132.763.707.479,46	Rp 883.666.398.353,88	Rp 1.016.430.105.833,34	16,01%



Gambar 6. 2 Grafik BEP

Berdasarkan Gambar 6.2 dapat dilihat titik perpotongan antara kurva total sales (garis abu-abu) dan kurva total cost (garis kuning) yang dapat diketahui sebagai titik BEP. Titik potong BEP pada tahun pertama yaitu 50,20%, hal ini menunjukkan kapasitas produksi yang terjual sama dengan nilai total biaya yang sudah dikeluarkan pada kapasitas 50,20%. Pada titik tersebut pabrik tidak mendapatkan untung maupun rugi, hal ini dapat dikatakan sebagai titik impas. Dari grafik 6.2 dapat diketahui bahwa persentase BEP semakin menurun tiap tahunnya sehingga kembalinya modal akan semakin cepat dan keuntungan yang diperoleh semakin besar. Hal tersebut terjadi karena biaya total pengeluaran setiap tahun menurun dan total sales atau penjualan meningkat.

6.2.8 Analisis Ekonomi

Analisis Ekonomi dimaksudkan untuk mengetahui apakah pabrik ini dapat menguntungkan, pada prarancang pabrik Aspirin ini kelayakan pabrik dapat dilihat dari sisi ekonominya. Adapun parameter yang harus dihitung sebagai berikut :

1. NPV Net Present Value (NPV) merupakan selisih antara Present Value arus kas (pendapatan) dengan Present Value arus biaya (cost). NPV menunjukkan keuntungan bersih yang diterima dari suatu pabrik selama umur pabrik tersebut pada tingkat discount rate tertentu.
2. NCFPV Net Cash Flow Present Value (NCF PV) berguna untuk menghitung nilai sekarang dari suatu deret angsuran seragam di masa yang akan datang dari suatu jumlah tunggal yang telaa disama ratakan pada akhir periode pada suatu tingkat bunga.

3. MPP Minimum Payback Periode (MPP) adalah periode atau jangka waktu minimum pengembalian modal investasi.
4. IRR Internal Rate of Return (IRR) adalah tingkat suku bunga pinjaman (rate of interest) dalam persen pada Net Cash Flow Present Value (NCFPV) = 0, dalam kurun waktu umur teknis mesin/peralatan, atau kurun waktu yang diharapkan lebih cepat dari umur teknis. Analisa IRR dilakukan untuk menilai kelayakan pendirian suatu pabrik. Bila bunga bank yang ada di perbankan selama usia pabrik lebih kecil dari IRR, maka pendirian pabrik adalah layak. Berdasarkan proses kalkulasi bahwa jumlah nilai NCFPV selama 10 tahun pabrik berdiri akan bernilai 0 pada suku bunga sebesar 28,75%. Oleh karena itu IRR pada pendirian pabrik Aspirin ini adalah 28,75%. Nilai IRR pendirian pabrik ini lebih besar dari suku bunga pinjaman yang ditawarkan oleh Bank BNI yang menjadi referensi pada pendirian pabrik ini.

Tabel 6. 10 Kalkulasi Net Cash Flow at Present Value (dalam juta rupiah)

Tahun	NCF Nominal	Suku Bunga	Disc.Factor	NCF PV	Akumulasi
		i			
0	-Rp 525.877.898.408,02	0,10	1,00	-Rp 525.877.898.408,02	-Rp 525.877.898.408,02
1	Rp 36.449.442.336,39	0,10	0,91	Rp 33.135.856.669,45	-Rp 492.742.041.738,57
2	Rp 85.976.604.532,78	0,10	0,83	Rp 71.055.045.068,41	-Rp 421.686.996.670,16
3	Rp 143.646.409.771,26	0,10	0,75	Rp 107.923.673.757,52	-Rp 313.763.322.912,64
4	Rp 174.574.638.404,16	0,10	0,68	Rp 119.236.826.995,53	-Rp 194.526.495.917,11
5	Rp 193.057.022.223,40	0,10	0,62	Rp 119.873.221.664,82	-Rp 74.653.274.252,29
6	Rp 302.937.013.390,27	0,10	0,56	Rp 171.000.046.507,16	Rp 96.346.772.254,87
7	Rp 343.664.573.318,61	0,10	0,51	Rp 176.354.265.746,74	Rp 272.701.038.001,60
8	Rp 388.334.004.209,91	0,10	0,47	Rp 181.160.678.950,32	Rp 453.861.716.951,92
9	Rp 435.116.305.885,19	0,10	0,42	Rp 184.531.789.040,94	Rp 638.393.505.992,87
10	Rp 488.893.802.823,23	0,10	0,39	Rp 188.489.724.922,18	Rp 826.883.230.915,04

Melalui proses kalkulasi menggunakan tools *goalseek* pada Microsoft Excel dengan menjadikan total nilai NCF@PV dari tahun 0 sampai tahun ke-10 menjadi 0 dan mengaitkannya dengan persen nilai IRR sehingga didapat nilai IRR sebesar 40%. Sehingga nilai IRR pada pendirian pabrik Aspirin ini adalah 28,75%. Nilai IRR pendirian pabrik ini lebih besar dari suku bunga pinjaman yang ditawarkan oleh Bank BNI yang menjadi referensi pada pendirian pabrik ini.

Pada Tabel 6.10 dapat dilihat bahwa NCFPV menjadi bernilai positif di tahun ke-6. Dengan demikian *minimum payback period* pabrik Aspirin ini dapat dihitung sebagai berikut.

$$\begin{aligned}
 \text{MPP} &= 6 + \frac{(0 - (-\text{Rp } 74.653.274.252,29))}{(\text{Rp } 96.346.772.254,87 - (-\text{Rp } 74.653.274.252,29) \times 1 \text{ tahun})} \\
 &= 5,44 \text{ Tahun} \\
 &= 5 \text{ tahun } 1 \text{ bulan } 14 \text{ hari}
 \end{aligned}$$

6.2.9 Kesimpulan kelayakan pendirian pabrik

Kelayakan pendirian pabrik, diperoleh dari nilai Net Cash Flow Present Value (NCFPV), MPP dan IRR. Nilai-nilai tersebut dapat dilihat pada table berikut :

Tabel 6. 11 Hasil Analisis Ekonomi

Parameter Analisis	Nilai
NCFPV di tahun ke-10	826.883.230.915,04
IRR	28,75 %
MPP	5,44 tahun

Berdasarkan Analisa ekonomi diatas maka prarancangan pabrik Aspirin dengan kapasitas 5000 ton/tahun ini dapat dikatakan layak untuk didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

Aspirin, A. and Asam, D. (2023) 'PRA-RANCANGAN PABRIK ASAM SALISILAT DAN ASETAT ANHIDRIDA KAPASITAS'.

Brownell, L.E. and Young, E.H. (1959) 'Process Vessel Design', *Advances in Applied Science Research*, p. 408. Available at: <https://books.google.com/>

Fitrila, N.A. and Rachmadiyani, W.A. (no date) *Prarancangan Pabrik Asam Asetilsalisilat (Aspirin) dengan Proses Sintesis Asam Salisilat, Asetat Anhidrat dan Kalsium Oksida sebagai Reaction Accelerator & Acid Neutralizing Agent Kapasitas 2000 Ton/Tahun*.

Geankopolis, C.J. (1993) 'Rate Of Drying Curves', *Transport Process and Unit Operations*, p. 538.

Green, W.D. and Perry, H.R. (1976) *PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK (8TH EDITION)*, McGraw-Hill. USA. Available at: <https://doi.org/10.1036/0071422943>.

Kern, Q.D. (1965) *Process Heat Transfer*. USA.

Peters, M. and Timmerhaus, K. (1994) *Plant desing and Economics for Chemical Engineers, Seminars for nurse managers*.

'Unit Operations (George Granger Brown) (z-lib.org).pdf' (no date).

Yaws, C.L. (1999) 'Livro - [Handbook] - Chemical Properties Handbook - C.L. Yaws, 1996 .pdf', pp. 1–772.

York, N. *et al.* (no date) *JOHN WILEY & SONS A GUIDE TO CHEMICAL ENGINEERING PROCESS DESIGN AND ECONOMICS*.

Chemical Engineering Plant Cost Index. [Online]
Available at: www.chemengonline.com/pci

D Q Kern, 1982. *Process Heat Transfer*. New York: Mc Graw Hill.

Suryadiansyah, 2021. *Pengantar Ekonomi Teknik*. Serpong: Institut Teknologi Indonesia.

Badan Pusat Statistik. (2023, 03). *Badan Pusat Statistik*. Retrieved from <http://www.bps.go.id>

Handal vega E, Denis A, & Collazo J. (2001). *Synthetic Procedure for The Manufacture of Aspirin*.

Himmelblau, David M. dan James B. riggs. 1989. "Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering". New Jersey: Prentice Hall.

LAMPIRAN 1

DATA

L1.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

L.1. 1 Spesifikasi Asam Asetil Salisilat

Spesifikasi	Keterangan
Kemurnian (%wt)	70 %
Titik didih pada 1 atm	140°C
Titik Leleh	136°C
Densitas	1,35g/cm ³
Fasa	Padat Kristal Halus
Kelarutan dalam air 20°C	3 mg/ml
Berat molekul	180,15 g/mol
Viskositas	5,31 Cp

L.1. 2 Spesifikasi Asam Salisilat

Spesifikasi	Keterangan
Kemurnian (%wt)	99 %
Titik didih pada 1 atm	211°C
Titik Leleh	159°C
Densitas	1,44g/cm ³
Fasa	Padat Kristal Halus
Kelarutan dalam air	0,2/100
Berat molekul	180,15 g/mol
Viskositas	-

L.1. 3 Spesifikasi Asam Anhidrat

Spesifikasi	Keterangan
Kemurnian (%wt)	99 %
Titik didih pada 1 atm	140°C
Titik Leleh	-73°C

Densitas	1,085 g/cm ³
Fasa	Padat Kristal Halus
Kelarutan dalam air	-
Berat molekul	102,09 g/mol
Viskositas	0,91 Cp

L.1. 4 Spesifikasi kalsium Oksida

Spesifikasi	Keterangan
Kemurnian (%wt)	98 %
Titik didih pada 1 atm	2850°C
Titik Leleh	2163°C
Densitas	3,34g/cm ³
Fasa	Padat Kristal Halus
Kelarutan dalam air 25°C	1,19 g/L
Berat molekul	56,077 g/mol
Viskositas	-

L.1. 5 Spesifikasi Kalsium Asetat

Spesifikasi	Keterangan
Kemurnian (%wt)	30 %
Titik didih pada 1 atm	decomposes
Titik Leleh	237°C
Densitas	1,74g/cm ³
Fasa	Kristal
Kelarutan dalam air	-
Berat molekul	158,166 g/mol
Viskositas	1,056 Cp

L.1. 6 Spesifikasi Air

Spesifikasi	Keterangan
Kemurnian (%wt)	-
Titik didih pada 1 atm	100°C
Titik Leleh	-8°C
Densitas	1,35g/cm ³
Fasa	Padat Kristal Halus
Kelarutan dalam air	-
Berat molekul	18 g/mol
Viskositas	0,899 Cp

L.1. 7 Spesifikasi Asam Asetat

Spesifikasi	Keterangan
Kemurnian (%wt)	95%
Titik didih pada 1 atm	118°C
Titik Leleh	16°C
Densitas	1,35g/cm ³
Fasa	Padat Kristal Halus
Kelarutan dalam air 20°C	3 mg/ml
Berat molekul	60,052 g/mol
Viskositas	1,22 mPa s

L1.2 Sumber Literatur

US 6,278,014 B1

1

SYNTHETIC PROCEDURE FOR THE MANUFACTURE OF ASPIRIN

This application is a continuation-in-part application of PCT/IB98/02083 filed Dec. 18, 1998, claiming priority from S.V. 011997000108 filed Dec. 18, 1997.

BACKGROUND OF THE INVENTION

1. Field of the Invention

The current invention relates to the field of pharmaceutical synthesis and the preparation of acetyl salicylic acid. A synthetic procedure is shown which is elegant in its simplicity and its ability to provide a product, which does not require any purification of the final reaction product before being used in pharmaceutical preparations. The reaction is very fast, one-pot, non-polluting of the environment, and provides 100% yield of product which contains 2% maximum of free salicylic acid.

2. Background of the Art

Acetyl salicylic acid, commonly known as aspirin, has been the most successful pharmaceutical product in the world. Its original benefits as an analgesic and fever reducing agent continue to be recognized today, and new and even more significant benefits have been found in recent years. Acetyl salicylic acid has been found to reduce the likelihood of strokes, reduce the likelihood of heart attacks, reduce the complications of a stroke or heart attack when administered after the cardiovascular incident, and reduce the likelihood of second heart attack. With only minimal side effects or complications, it is the most widely used pharmaceutical agent in the world, and its range of use continues to grow.

The original U.S. patent covering the compound acetyl salicylic acid is U.S. Pat. No. 644,077, issued Feb. 27, 1900, in the name of Felix Hoffman. The Hoffman Patent describes that the compound exhibits therapeutic properties. A single synthetic procedure for its manufacture is taught, comprising refluxing salicylic acid and acetic anhydride for about two hours at 150 degrees Celsius.

U.S. Pat. No. 671,769 describes a process of producing acetylsalicylic acid by substituting the acetyl group for the hydrogen of the hydroxyl group of salicylic acid and of its derivatives. The reaction is effected by the reciprocal action of salicylic acid and acetic anhydride in the presence of a condensing agent. The condensing agent shown is concentrated sulfuric acid.

U.S. Pat. No. 3,235,583 describes an improved method of synthesizing acetyl salicylic acid without resorting to the use of strong agents. The process is asserted to provide products with high purity and near theoretical yields, without resorting to extreme or repeated recrystallization steps. The process comprises a mixture of salicylic acid and acetic anhydride at 40 to 95° C. employing a molar excess of about 20% of acetic anhydride, reacting the mixture in a closed vacuum equipped vessel at the elevated temperature, maintaining the elevated temperature and reducing the internal pressure to a partial vacuum within the range of about 1.5×10^{-1} to 2.2×10^{-1} torr and thereafter gradually reducing the pressure to range between about 3.9×10^{-2} torr and the minimum attainable pressure, maintaining the elevated temperature and reduced pressure at the lower range for about 1 to 3 hours, and thereafter recovering crystalline acetyl salicylic acid from the reaction vessel. As can be seen from the description provided in the '583 patent, special reaction vessels are needed, pressure within the vessel must be actively controlled, and the process takes a number of hours to complete.

2

U.S. Pat. No. 3,373,187 describes a method of synthesizing aspirin by the reaction of acetic anhydride and salicylic acid using a catalytic metal salt such as $Mg(OH)_2$. Reaction times of about 2 to 11 hours are shown. Typical catalytic salts in addition to the preferred $Mg(OH)_2$, are said to be nickel hydroxide, calcium nitrate, cobalt nitrate and magnesium acetate. A concentration range for the catalyst is described as 25 to 500 p.p.m. The following chart depicts a partial comparison between the process of U.S. 3,373,187 and the inventive process disclosed herein. In addition, the CaO and/or ZnO used in the present invention forms significant quantity of Ca acetate and/or Zn acetate as a wanted part of the reaction product.

U.S. PAT. NO. U.S. 3,373,187 REACTION SYSTEM	INVENTIVE REACTION SYSTEM
1. Non-stoichiometric synthesis	Stoichiometric synthesis
2. Solvent is needed, such as acetic acid or toluene, benzene and xylene	No solvent is needed
3. Reaction time of at least 2 hours	Short, i.e., 20 minute, reaction time
4. Necessary to heat the reaction system	External heat not required
5. Separation step required after product synthesis for obtaining desired product	Not necessary to carry out a separation step after final product synthesis
6. Distillation, evaporation, needed for obtaining crystals of reaction product	Final reaction product does not need to be distilled

In the process of the '187 patent, larger amounts of the preferred $Mg(OH)_2$ catalyst would produce significant quantities of water and Mg acetate, which due to its deliquescent character, would cause decomposition of the wanted aspirin reaction product.

SUMMARY OF THE INVENTION

The present invention provides a method for the synthesis of acetyl salicylic acid comprising reacting acetic anhydride and salicylic acid in stoichiometric proportions, along with calcium oxide or zinc oxide, for obtaining a yield of acetyl salicylic acid, and admixed calcium acetate or zinc acetate, with 2% maximum of free salicylic acid content, even after storage. The synthetic procedure comprises a method for obtaining acetyl salicylic acid comprising reacting acetic anhydride, salicylic acid and calcium oxide or zinc oxide. The reaction is heterogeneous, fast, exothermic, one-pot, non-pollutant of the environment due to the fact that it doesn't require elimination of acid residues nor requires the use of any type of organic solvents (other than such solvent activity provided by the reactants themselves), and doesn't require recrystallization since it yields as product a dense mixture of acetyl salicylic acid and calcium acetate or zinc acetate which can be mixed with the conventional excipients for acetyl salicylic acid and compressed into tablets immediately after the synthesis process.

BRIEF DESCRIPTION OF THE FIGURES

FIGS. 1a and 1b show the Infrared Spectrum of a) acetyl salicylic acid and b) the product "as is" of a synthetic procedure according to the present invention.

FIGS. 2a and 2c show an UV spectrum of a) acetyl salicylic acid, b) salicylic acid, and c) a freshly synthesized product according to the present invention made with calcium oxide.

FIG. 3 shows an Infrared Spectrum of a freshly synthesized product according to the present invention made with zinc oxide.

DETAILED DESCRIPTION OF THE INVENTION

The invention describes a novel method for the synthesis of acetylsalicylic acid. Since 1900, when Hoffman received the patent for the manufacture of acetyl salicylic acid from acetic anhydride and salicylic acid, there have been many modifications of the synthesis: Ledeler (1901) added sulfuric acid to the system in order to accelerate the process of esterification. A. Bercy, (Nature, No. 2977, p.462, 1936) further proposed to make this synthesis in the presence of acetic acid as a solvent, heating the system to 90° C. for some time and then cooling to 20° C. Other authors (e.g., E.J.Perry, Chem. Abst. Vol. 10 No. 2121), proposed that during the synthesis process at those temperatures, the ester $\text{o-AcC}_6\text{H}_4\text{CO}_2\text{C}_6\text{H}_4\text{CO}_2\text{H}$ is formed and then it is decomposed into acetyl salicylic acid and salicylic acid.

In summary, the methods proposed so far for the synthesis of acetyl salicylic acid include: use of an excess of acetic anhydride or addition of acetic acid to the system as solvent, the addition of a strong acid (e.g., concentrated sulfuric or concentrated phosphoric acid as a catalyst), a subsequent stage of disposal of the sulfuric acid (or phosphoric acid), frequently recrystallization of the obtained product and using metal salt catalysts. Currently, the most used method of obtention at industrial level consists of mixing salicylic acid and acetic anhydride in excess in a pressure reactor at a temperature of 98° C. for 2-3 hours, then the resultant solution is pumped to a filter and cooled to 0° C. to aid the crystallization of the product (e.g., possibly within the practice of U.S. Pat. No. 3,235,583). The suspension is centrifuged and the product crystallized and washed (cf. Kirk Othmer Encyclopedia of Chemical Technology, 1997, on line text, and acetylsalicylic acid [530-75-6]. The reported yield for the proposed methods is about 90%.

The present invention provides a method for the synthesis of acetyl salicylic acid comprising reacting acetic anhydride and salicylic acid in about stoichiometric proportions along with calcium oxide or zinc oxide as a support and acid neutralization agent. When CaO is used a yield of acetyl salicylic acid of no less than 98-99% (2% maximum of free salicylic acid content) and calcium acetate is obtained. The reaction is fast, exothermic, one-pot, non pollutant of the environment due to the fact that it doesn't require elimination of acid residues nor requires the use of any type of organic solvent (other than such solvent activity provided by the reactants themselves), and doesn't require recrystallization since it yields a dense product which can be mixed with the excipients for acetyl salicylic acid and compressed into tablets immediately after the synthesis process. Calcium in the form of calcium acetate is one of the most bioassimilated forms of this element by the human body and is a resultant product from this synthetic route.

CaO and/or ZnO is used in a molar proportion of 0.5 to 0.8 moles per one mole of acetic anhydride. Preferably, acetic anhydride and salicylic acid are used in exact stoichiometric proportion to the degree obtainable on an industrial scale in practice. The reaction product contains about 70% aspirin and about 30% Ca and/or Zn acetate by weight.

One perspective of the value of the process and products of the present invention from the technical and economic point of view and the advantages of the synthesis method for acetyl salicylic acid as compared to previously reported synthetic procedures is understood from one or more of the following aspects:

A. there is no need to add sulfuric acid or phosphoric acid to the reaction system as an acid catalyst of the synthesis,

- B. the reaction system doesn't need external heating,
- C. solvents are not required in the synthesis process,
- D. it is not necessary to add excess reactants to accelerate and/or increase the synthesis yield,
- E. the synthesis is very fast, with a high yield,
- F. the product obtained is a mixture of acetyl salicylic acid and calcium acetate or zinc acetate, with a maximum free salicylic acid content of about 2%, in a single synthesis step,
- G. the synthetic procedure may be performed in a single pot,
- H. with each of these features helping to contribute to a low cost process for the production of acetyl salicylic acid,
- I. the aqueous solution of the synthesis product, without recrystallization, gives a pH less acid (pH 4.2) than that presented by the aqueous solution of standard acetyl salicylic acid alone (pH 2.6) and commercial acetyl salicylic acid tablet (pH 2.9),
- J. a tablet containing acetyl salicylic acid with calcium or zinc can be manufactured directly from the synthetic product without purification,
- K. recrystallization of the synthesis product would not be needed for the subsequent manufacture of the tablets, and
- L. the synthesis is non-polluting of the environment by not producing waste material and by not using organic solvents.

It is possible to add various materials into the reaction mixture, but the addition of materials which might have to be removed by purification should be avoided so that additional purification steps are not added back into the process. Thus, any additive should be incorporated after the reaction product is obtained.

The final reaction product without any purification process or distilling operation comprises acetyl salicylic acid and calcium acetate or zinc acetate with less than 2% free salicylic acid, preferably less than 1%, by weight of the mixture.

The direct reaction product compositions (the reaction product composition immediately after conclusion of the synthetic reaction and before any purification step has been performed) may also be characterized by the low contents of free salicylic acid.

The CaO and/or ZnO is heat activated by calcination as illustrated in the following examples, for removing water and possible impurities which might otherwise produce excessive free salicylic acid.

EXAMPLES

EXAMPLE 1

In a 100 ml beaker, 1.3680 g acetic anhydride (13.4×10^{-3} mol) and 1.8492 g salicylic acid (13.4×10^{-3} mol) was thoroughly mixed by agitation with glass rod with 0.5628 g calcium oxide (10.05×10^{-3} mol previously calcinated at a temperature from 430 to 850° C. for one hour and subsequently cooled at room temperature in a silicagel desiccant). The calcium oxide was added to the acetic anhydride salicylic acid mixture with vigorous agitation. A dense paste was formed at the beginning, which turned liquid for a couple of minutes and then started to harden and fraction-alize into small crystals (agitation was not suspended at any time). The reaction was exothermic, reaching 60-70° C. At the end of the reaction, the system went back to room temperature, and considerably increased in volume (resulting in a volume of approximately three times with reference to the initial volume of the mixture). Duration of the synthesis was 20 min. The synthesis product was identified by the record of UV and IR spectra, which were

5

compared to similar spectrum corresponding to acetyl salicylic acid, calcium oxide and calcium acetate standard samples. The content of free salicylic acid was measured by colorimetry through the formation of a colored complex with Fe. The proportion of free salicylic acid in the product 36 days after synthesis was about 0.9% by weight of the composition.

FIG. 1 shows the IR Spectrum of a) acetyl salicylic acid standard; and b) product of this type of synthesis "as it is", without any further crystallization. The reaction product contained about 70% aspirin and 30% Ca acetate, by weight.

EXAMPLE 2

19.0648 g salicylic acid (1.38×10^{-1} mol) was weighed and was mixed with 14.1 mL acetic anhydride (1.38×10^{-1} mol) in a 250 mL beaker. To the mixture, 3.7028 g calcium oxide (6.6×10^{-2} mol, previously treated as in example 1) was added. The two components were thoroughly mixed. The reaction was exothermic. After 25 minutes, the system returned to room temperature, had increased approximately three times its original volume and appeared as a fine white, loose and dense powder. The presence of acetyl salicylic acid was analyzed in the final product, by dissolving a sample in chloroform and recording the UV spectrum. The spectrum was compared to that of salicylic acid and acetyl salicylic acid standard samples and mixture of both in a chloroform vehicle. IR spectra of the synthesis product were recorded and compared to similar spectra of standard samples. The content of salicylic acid was measured by colorimetry by the formation of colored complex with Fe.

The content of free salicylic acid in the product immediately after synthesis was 0% and 138 days after synthesis was 1.9% by total weight of the composition.

FIG. 2 shows the UV/Visible spectra of a) acetyl salicylic acid standard; b) salicylic acid standard; and c) a freshly synthesized product of the invention.

EXAMPLE 3

In a 100 mL beaker, 1.3974 g acetic anhydride (1.37×10^{-2} mol) and 1.9060 g salicylic acid (1.37×10^{-2} mol) was thoroughly mixed by agitation with a glass rod. 0.8718 g of zinc oxide (1.07×10^{-2} mol, previously calcinated at a temperature from 250 to 700° C. for one hour and subsequently cooled at room temperature in a silicagel desiccant), was added to the first composition with vigorous agitation. A dense liquid was formed for ten minutes and then started to harden. Agitation was not suspended at any time. The reaction was exothermic, and at the end of the exothermic period, the system was allowed to cool to room temperature and considerably increased in volume. Duration of the

6

synthesis was 30 min. The synthesis product was identified by the record of UV and IR spectra, which were compared to similar spectra corresponding to acetyl salicylic acid, zinc oxide and zinc acetate standard samples. The content of free salicylic acid was measured by colorimetry through the formation of colored complex with Fe (III). Content of free salicylic acid in the product was about 1%.

FIG. 3 shows the spectra for the composition resulting from this synthesis.

Variations of the invention will be apparent to the skilled artisan.

What is claimed is:

1. A synthesis method to obtain a reaction product containing acetyl salicylic acid and calcium and/or zinc acetate comprising heterogeneously reacting acetic anhydride, salicylic acid and at least one of calcium oxide and zinc oxide.

2. The synthesis method of claim 1 wherein said acetic anhydride and salicylic acid are heated by an exothermic reaction between acetic anhydride, salicylic acid and at least one of calcium oxide and zinc oxide.

3. The method of claim 2 wherein the method is carried out in the absence of external heat.

4. The method of claim 2 wherein said acetic anhydride and said salicylic acid are present in about stoichiometric proportions.

5. The method of claim 2 wherein the method is carried out in the absence of any added organic solvents.

6. The method of claim 1 wherein said CaO is heat activated CaO.

7. The method of claim 3 wherein said ZnO is heat activated ZnO.

8. The method of claim 3 wherein said acetic anhydride and salicylic acid are thoroughly mixed before addition of the at least one of calcium oxide and zinc oxide.

9. The method of claim 3, wherein at least one of the CaO and ZnO is present as 0.5 to 0.8 molar proportion in relationship to the acetic anhydride.

10. The method of claim 4 wherein the reaction product contains less than 2% free salicylic acid without further purification.

11. The synthesis method of claim 1, wherein calcium oxide is used as a support and acid neutralization agent in two concomitant reactions by which acetyl salicylic acid and calcium acetate are produced.

12. The synthesis method of claim 1, wherein zinc oxide is used as a support and acid neutralization agent in two concomitant reactions by which acetyl salicylic acid and zinc acetate are produced.

13. The synthesis method of claim 4, wherein an exact stoichiometric proportion is used.

* * * * *



**PRARANCANGAN PABRIK ASAM ASETILSALISILAT (ASPIRIN)
DENGAN PROSES SINTESIS ASAM SALISILAT, ASETAT
ANHIDRAT DAN KALSIMUM OKSIDA SEBAGAI *REACTION
ACCELERATOR & ACID NEUTRALIZING AGENT* KAPASITAS
2000 TON/TAHUN**

Novelia Ananda Fitrila¹, Widya Ayu Rachmadiyani^{1*}

¹Program Studi S-1 Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Lambung Mangkurat

Jl. A. Yani Km. 36 Banjarbaru 70714

*Corresponding Author: rahmadiyanwidya22@gmail.com

Abstrak

Industri kimia merupakan industri yang memiliki banyak keterkaitan dengan industri lain, salah satunya industri farmasi. Aspirin dalam bidang farmasi dan kesehatan digunakan sebagai antipiretik, analgesik (penenang), dan *anti-inflammatory*. Seiring bertambahnya jumlah penduduk, konsumsi aspirin terus meningkat setiap tahunnya. Selain kebutuhan dalam negeri, konsumsi aspirin di beberapa negara lain juga cukup besar. Untuk itu perlu didirikan pabrik aspirin di Indonesia agar dapat memenuhi kebutuhan aspirin dalam negeri, menghemat biaya dari pengurangan biaya impor, serta meningkatkan devisa negara melalui ekspor aspirin.

Proses pembuatan aspirin dalam pabrik ini terdiri dari empat tahap utama yaitu, tahap penyiapan bahan baku, tahap sintesis, tahap pengeringan, dan tahap pengepakan. Bahan baku asam salisilat, asetat anhidrat dan kalsium oksida direaksikan dalam reaktor tangki alir berpengaduk (RATB) dengan rasio reaktan 1,04:1:0,5 pada kondisi suhu dijaga 70 °C tekanan 1 atm dengan lama waktu reaksi 20 menit. Produk reaksi mengandung sekitar 70% asam asetilsalisilat dan sekitar 30% kalsium asetat. Kalsium asetat yang dihasilkan berfungsi sebagai ekspipien sehingga produk yang dihasilkan dapat langsung dikempa menjadi tablet aspirin. Pabrik aspirin dengan kapasitas 2.000 ton/tahun dioperasikan selama 330 hari dalam 1 tahun dan direncanakan berlokasi di daerah Tangerang, Banten, Provinsi Jawa Barat dengan kebutuhan luas area sebesar 11.464,04 m². Jumlah tenaga kerja yang diperlukan sebanyak 130 orang dengan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas (PT). Kebutuhan utilitas diambil dari Sungai Cisadane sebanyak 60,0299 m³/hari sedangkan kebutuhan listrik untuk operasional pabrik sebesar 364,5064 kW.

Berdasarkan hasil analisa ekonomi, didapat nilai sesudah pajak untuk *Return on Investment* (ROI) sebesar 20% dan *Pay Out Time* (POT) selama 3,50 tahun. Sedangkan nilai *Break Even Point* (BEP) sebesar 45% dan *Shut Down Point* (SDP) sebesar 29%. Hasil analisa ekonomi tersebut menunjukkan bahwa pabrik layak didirikan.

Kata kunci: Aspirin, Asam Salisilat, Asetat Anhidrat, Kalsium Oksida, RATB

1. Pendahuluan

Pertumbuhan ekonomi merupakan tolak ukur dari kemajuan suatu bangsa. Sektor Industri merupakan sektor yang berkontribusi cukup besar dalam pertumbuhan ekonomi di Indonesia. Sektor ini berperan dalam meningkatkan pendapatan negara, menyerap tenaga kerja, dan mengurangi

ketergantungan negara pada produk-produk impor negara lain.

Indonesia merupakan negara dengan perkembangan industri kimia yang cukup pesat. Industri kimia sebagai industri yang strategis, memiliki banyak keterkaitan dengan industri lain salah satunya industri farmasi. Indonesia sebagai pasar farmasi terbesar di ASEAN memiliki potensi



untuk mengembangkan industri ini. Salah satu industri farmasi yang dinilai cukup prospektif untuk dikembangkan adalah industri aspirin.

Aspirin pertama kali dikenalkan sebagai obat pada tahun 1899. Aspirin atau asam asetilsalisilat, dengan rumus molekul $C_9H_8O_4$, adalah senyawa yang tidak larut dalam air, tidak berbau, serta berwujud kristal padat pada suhu kamar. Aspirin dalam bidang farmasi dan kesehatan dikenal sebagai obat antipiretik, analgesik (penenang), dan *anti-inflammatory*. Dalam bidang kesehatan, aspirin digunakan untuk mengurangi demam, inflamasi, pembengkakan serta digunakan untuk mencegah penggumpalan darah (Al-sabea et al., 2010). Berdasarkan data BPS (2019) jumlah impor aspirin mencapai 258,823 ton pada tahun 2019, sementara di tahun yang sama jumlah ekspor mencapai 795,699 ton. Selain kebutuhan dalam negeri, konsumsi aspirin di beberapa negara lain juga cukup besar. Di Australia, impor aspirin mencapai 557,179 ton pada tahun 2014-2018, sementara di Jepang dan Korea mencapai 372,846 ton dan 188,422 ton.

Jika kebutuhan aspirin dalam negeri dapat terpenuhi, tentunya akan banyak menghemat biaya dari pengurangan biaya impor yang ada sekarang, sehingga dengan pendirian pabrik aspirin di Indonesia dapat memberikan dampak positif dalam segi sosial dan ekonomi, yakni menambah lapangan pekerjaan baru, menambah devisa negara, serta meningkatkan kesejahteraan bagi masyarakat sekitar. Data impor aspirin di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 1 berikut.

Tabel 1. Data Impor Aspirin di Indonesia (BPS, 2019)

Tahun	Impor (Ton)	Pertumbuhan (%)
2015	278,393	0,000
2016	245,097	-11,960
2017	238,139	-2,839
2018	234,432	-1,557
2019	258,823	10,404
Total	1254,884	-5,951
Pertumbuhan rata-rata		-1,190

Sementara data ekspor aspirin di Indonesia dapat dilihat pada Tabel 2 berikut.

Tabel 2. Data Ekspor Aspirin di Indonesia (BPS, 2019)

Tahun	Ekspor (Ton)	Pertumbuhan (%)
2015	946,258	0,000
2016	375,208	-60,348
2017	903,746	140,865
2018	959,178	6,134
2019	795,699	-17,044
Total	3980,090	69,607
Pertumbuhan rata-rata		13,921

Pabrik aspirin direncanakan akan didirikan pada tahun 2025. Peluang kapasitas produksi aspirin pada tahun 2025 (m_3) dapat ditentukan dengan persamaan (Peter and Timmerhaus, 1991):

$$m_3 = (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \quad \dots(1.1)$$

Keterangan:

m_1 = nilai impor 2025 (ton/tahun)*

m_2 = produksi pabrik dalam negeri (ton/tahun),

karena data tidak diketahui maka m_2 diasumsikan 0

m_3 = kapasitas pabrik yang akan didirikan pada tahun 2025 (ton/tahun)

m_4 = nilai ekspor tahun 2025 (ton/tahun)

m_5 = nilai konsumsi tahun 2025 (ton/tahun)

*Pabrik berdiri sehingga impor dihentikan, maka m_1 dianggap = 0. Data import kemudian dijadikan data konsumsi aspirin tahun 2025 (m_5)

Sehingga dapat diketahui peluang kapasitas produksi pada tahun 2025 yaitu 2000 ton/tahun.

Pabrik aspirin direncanakan berlokasi di daerah Tangerang, Banten, Provinsi Jawa Barat. Lokasi ini dipilih dengan mempertimbangkan ketersediaan lahan dan jarak yang dekat dengan pelabuhan, sehingga mempermudah pengiriman bahan baku dan produk. Bentuk perusahaan berupa Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah karyawan sebanyak 130 orang.

2. Uraian Proses

Proses pembuatan aspirin dari asam salisilat dan asetat anhidrat dapat dilakukan dengan dua cara, yaitu dengan mereaksikan kedua reaktan tersebut bersama dengan katalis asam sulfat (Stoesser dan Surine, 1961), atau dengan



menambahkan kalsium oksida sebagai *reaction accelerator* dan *acid neutralizing agent* (Handal-Vega et al., 2001). Perbandingan dua proses pembuatan tersebut dapat dilihat pada Tabel 3 berikut.

Tabel 3. Seleksi Proses pada Sintesis Aspirin

Seleksi	Pembuatan Aspirin dengan Katalis Asam Sulfat	Pembuatan Aspirin dengan Menggunakan Kalsium Oksida sebagai <i>Reaction Accelerator & Acid Neutralizing Agent</i>
Kondisi operasi reaktor	T = 85 °C P = 1 atm	T = 60-70 °C P = 1 atm
Bahan baku	Asam salisilat, asetat anhidrat, dan asam sulfat	Asam salisilat, asetat anhidrat dan kalsium oksida
Reaksi	Eksotermis	Eksotermis
Konversi	90%	95-98%
Yield	93%	98-99%
Fasa	Padat-cair	Padat-cair
Waktu reaksi	1,5 jam	20 menit

Berdasarkan hasil seleksi proses dipilihlah pembuatan aspirin dengan proses sintesis menggunakan kalsium oksida sebagai *reaction accelerator & acid neutralizing agent* dengan pertimbangan waktu reaksi lebih cepat, bahan baku yang dipakai lebih aman, nilai konversi dan *yield* yang besar serta proses yang cukup sederhana.

Proses pembuatan aspirin dengan menggunakan kalsium oksida sebagai *reaction accelerator & acid neutralizing agent* dapat dilakukan dengan beberapa tahap, yaitu:

1. Tahap Penyiapan Bahan Baku

Bahan baku berupa asam salisilat, asetat anhidrat dan kalsium oksida disiapkan dengan perbandingan stoikiometri 1,04 : 1 : 0,5. Asam salisilat diangkut dari gudang dengan menggunakan *heating conveyor* menuju reaktor. Sementara asetat anhidrat yang tersimpan dalam

tangki akan dialirkan dengan menggunakan pompa sentrifugal menuju *heater* untuk dipanaskan hingga 70 °C sebelum menuju ke reaktor. Bahan baku tambahan kalsium oksida yang tersimpan dalam *bin* akan diangkut dengan *belt conveyor* menuju *furnace* untuk dikalsinasi pada suhu 500 °C selama 1 jam. Kalsium oksida didinginkan dalam *bin* penyimpanan sampai suhunya 30 °C sebelum diangkut menuju reaktor.

2. Tahap Sintesis

Sintesis aspirin dari asam salisilat, asetat anhidrat dan kalsium oksida dilakukan dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Reaksi berjalan secara eksotermis sehingga diperlukan jaket pendingin untuk menjaga suhu pada reaktor. Reaksi berlangsung dalam fasa padat-cair. Temperatur reaksi dijaga pada suhu 70 °C dan tekanan 1 atm dengan lama waktu reaksi 20 menit. Reaksi yang terjadi di dalam reaktor sebagai berikut.



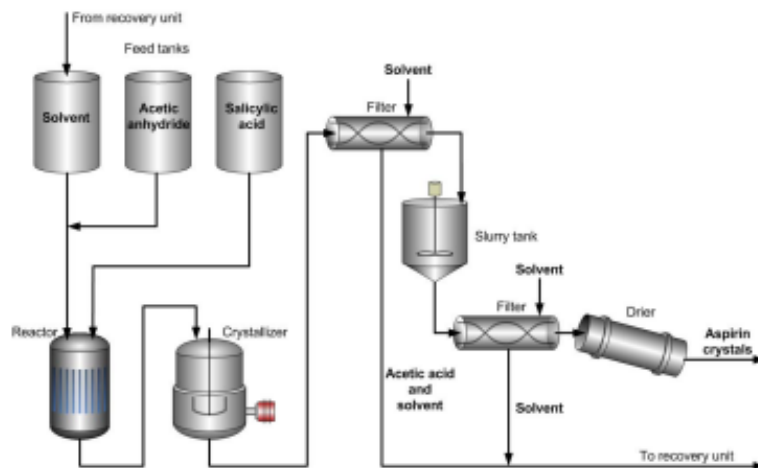
Produk reaksi mengandung sekitar 70% aspirin dan 30% kalsium asetat. Kalsium asetat yang dihasilkan berfungsi sebagai eksipien sehingga produk yang dihasilkan dapat langsung dikempa menjadi tablet aspirin. Produk keluaran reaktor yang berupa pasta selanjutnya diangkut menuju *rotary dryer* dengan menggunakan *belt conveyor*.

3. Tahap Pengeringan

Pasta aspirin yang terbentuk selanjutnya dikeringkan di dalam *rotary dryer*. Pengeringan dilakukan agar didapat aspirin dengan kemurnian 98% berat. Aspirin hasil keluaran *rotary dryer* kemudian diangkut menuju *ball mill* untuk dihaluskan, lalu hasil keluaran *ball mill* diteruskan menuju *screen* untuk menyeragamkan ukuran *powder*.

4. Tahap Pengepakan

Hasil keluaran *screen* yang berupa *powder* dilewatkan dengan *belt conveyor* menuju *bucket elevator* dan akhirnya ditampung dalam sebuah *bin*. Dari *bin* ini selanjutnya *powder* akan masuk unit

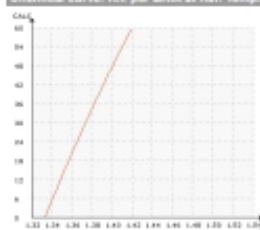


ASPIRIN

Typical end products

Aspirin

Chemical curve: RI, per BRX at Ref. Temp. of 20°C



Introduction

Aspirin is the most widely sold over-the-counter drug. The production process involves the reaction of Salicylic acid and acetic anhydride in glass lined vessels. The liquid produced is pumped to a crystallizer, where it is cooled down to start the crystallization to Aspirin. The Aspirin is then filtered to remove the acetic acid and solvent, which are recovered and possibly recycled. The crystals are then washed and filtered again. The crystals are sent to sifting, granulating and tableting after drying.

Application

The K-Patents Process Refractometer PR-23-AP is highly effective at obtaining the selective measurement necessary to detect the onset of Aspirin crystallization during the liquid phase. The refractometer gives an instant indication of liquid concentration drop, which happens dramatically when crystal formation starts. This allows the consistent control of crystallization.

Installation

The K-Patents Process Refractometer is installed in the vacuum crystallizer. Due to its unique digital operation, the K-Patents refractometer measures the true concentration of the mother liquor uninfluenced by Aspirin crystals or bubbles present in the pan. Appropriate equipment with hazardous and intrinsic safety approvals are available when required.

The K-Patents Process Refractometer is an ideal real-time instrument, which complies with pharmaceutical industry standards and regulations, including PAT, GAMP, CIP/SIP, 21 CFR Part 11 and validation. Its ability to measure and control parameters, such as Refractive Index n_D , contributes significantly to the development of effective drugs

L1.3 MSDS



Safety Data Sheet acc. to OSHA HCS

Page 1/8

Printing date 07/18/2023

Revision date 07/18/2023

1 Identification

- **Product identifier**
- **Trade name:** Aspirin
- **Article number:** 70260
- **CAS Number:**
50-78-2
- **EC number:**
200-064-1
- **Application of the substance / the mixture**
This product is for research use - Not for human or veterinary diagnostic or therapeutic use.
- **Details of the supplier of the safety data sheet**
- **Manufacturer/Supplier:**
Cayman Chemical Co.
1180 E. Ellsworth Rd.
Ann Arbor, MI 48108
USA
- **Information department:** Product safety department
- **Emergency telephone number:**
During normal opening times: +1 (734) 971-3335
US/CANADA: 800-424-9300
Outside US/CANADA: 703-741-5970

2 Hazard(s) identification

- **Classification of the substance or mixture**



GHS07

Acute Toxicity - Oral 4	H302 Harmful if swallowed.
Skin Irritation 2	H315 Causes skin irritation.
Eye Irritation 2A	H319 Causes serious eye irritation.
Specific Target Organ Toxicity - Single Exposure 3	H335 May cause respiratory irritation.

- **Label elements**

- **GHS label elements**

The substance is classified and labeled according to the Globally Harmonized System (GHS).

(Contd. on page 2)

US

Safety Data Sheet acc. to OSHA HCS

Printing date 07/18/2023

Revision date 07/18/2023

Trade name: Aspirin

(Contd. from page 2)

3 Composition/information on ingredients

- **Chemical characterization: Substances**
- **CAS No. Description**
50-78-2 Aspirin
- **Identification number(s)**
- **EC number: 200-064-1**

4 First-aid measures

- **Description of first aid measures**
- **General information:**
Symptoms of poisoning may even occur after several hours; therefore medical observation for at least 48 hours after the accident.
- **After inhalation:** In case of unconsciousness place patient stably in side position for transportation.
- **After skin contact:** Immediately wash with water and soap and rinse thoroughly.
- **After eye contact:**
Rinse opened eye for several minutes under running water. If symptoms persist, consult a doctor.
- **After swallowing:** Immediately call a doctor.
- **Information for doctor:**
- **Most important symptoms and effects, both acute and delayed**
No further relevant information available.
- **Indication of any immediate medical attention and special treatment needed**
No further relevant information available.

5 Fire-fighting measures

- **Extinguishing media**
- **Suitable extinguishing agents:**
Use fire fighting measures that suit the environment.
A solid water stream may be inefficient.
- **Special hazards arising from the substance or mixture** No further relevant information available.
- **Advice for firefighters**
- **Protective equipment:** No special measures required.

6 Accidental release measures

- **Personal precautions, protective equipment and emergency procedures** Not required.
- **Environmental precautions:** Do not allow to enter sewers/ surface or ground water.
- **Methods and material for containment and cleaning up:** Ensure adequate ventilation.
- **Reference to other sections**
See Section 7 for information on safe handling.
See Section 8 for information on personal protection equipment.
See Section 13 for disposal information.
- **Protective Action Criteria for Chemicals**
- **PAC-1:** Substance is not listed.
- **PAC-2:** Substance is not listed.
- **PAC-3:** Substance is not listed.

(Contd. on page 4)

Safety Data Sheet

acc. to OSHA HCS

Printing date 07/18/2023

Revision date 07/18/2023

Trade name: Aspirin

(Contd. from page 3)

7 Handling and storage

- **Handling:**
- **Precautions for safe handling**
No special precautions are necessary if used correctly.
Avoid breathing dust/fume/gas/mist/vapours/spray.
Avoid prolonged or repeated exposure.
Keep away from sources of ignition.
Take precautionary measures against static discharge.re.
- **Information about protection against explosions and fires:** No special measures required.
- **Conditions for safe storage, including any incompatibilities**
Keep container tightly closed.
Store in accordance with information listed on the product insert.
- **Storage:** Store in accordance with information listed on the product insert.
- **Requirements to be met by storerooms and receptacles:** No special requirements.
- **Information about storage in one common storage facility:** Not required.
- **Further information about storage conditions:** Keep receptacle tightly sealed.
- **Specific end use(s)** No further relevant information available.

8 Exposure controls/personal protection

- **Additional information about design of technical systems:** No further data; see section 7.
- **Control parameters**

· **Components with limit values that require monitoring at the workplace:**

50-78-2 Aspirin

REL	Long-term value: 5 mg/m ³
TLV	Long-term value: (5) NIC-0.3 mg/m ³ NIC: Skin,RSEN, OTO, A4

- **Additional information:** The lists that were valid during the creation were used as basis.
- **Exposure controls**
- **Personal protective equipment:**
- **General protective and hygienic measures:**
Keep away from foodstuffs, beverages and feed.
Immediately remove all soiled and contaminated clothing.
Wash hands before breaks and at the end of work.
Avoid contact with the eyes and skin.
- **Breathing equipment:**
In case of brief exposure or low pollution use respiratory filter device. In case of intensive or longer exposure use respiratory protective device that is independent of circulating air.
- **Protection of hands:**



Protective gloves

The glove material has to be impermeable and resistant to the product/ the substance/ the preparation.
Due to missing tests no recommendation to the glove material can be given for the product/ the preparation/ the chemical mixture.
Selection of the glove material on consideration of the penetration times, rates of diffusion and the degradation

(Contd. on page 5)

US

Safety Data Sheet

acc. to OSHA HCS

Printing date 07/18/2023

Revision date 07/18/2023

Trade name: Aspirin

(Contd. from page 4)

· **Material of gloves**

The selection of the suitable gloves does not only depend on the material, but also on further marks of quality and varies from manufacturer to manufacturer.

· **Penetration time of glove material**

The exact break through time has to be found out by the manufacturer of the protective gloves and has to be observed.

· **Eye protection:**



Tightly sealed goggles

9 Physical and chemical properties

· **Information on basic physical and chemical properties**

· **General Information**

· **Appearance:**

Form:

Solid

Color:

According to product specification

· **Odor:**

Characteristic

· **Structural Formula**

C₉H₈O₄

· **Molecular Weight**

180.2 g/mol

· **Odor threshold:**

Not determined.

· **pH-value:**

Not applicable.

· **Change in condition**

Melting point/Melting range:

135 °C (275 °F)

Boiling point/Boiling range:

Undetermined.

· **Flash point:**

Not applicable.

· **Flammability (solid, gaseous):**

Product is not flammable.

· **Decomposition temperature:**

Not determined.

· **Ignition temperature:**

Not determined.

· **Danger of explosion:**

Product does not present an explosion hazard.

· **Explosion limits:**

Lower:

Not determined.

Upper:

Not determined.

· **Vapor pressure:**

Not applicable.

· **Density at 20 °C (68 °F):**

1.4 g/cm³ (11.683 lbs/gal)

· **Relative density**

Not determined.

· **Vapor density**

Not applicable.

· **Evaporation rate**

Not applicable.

· **Solubility in / Miscibility with**

Water at 20 °C (68 °F):

2.5 g/l

· **Partition coefficient (n-octanol/water):**

Not determined.

· **Viscosity:**

Dynamic:

Not applicable.

(Contd. on page 6)

US

Safety Data Sheet

acc. to OSHA HCS

Printing date 07/18/2023

Revision date 07/18/2023

Trade name: Aspirin

(Contd. from page 5)

**Kinematic:
SOLUBILITY**

Not applicable.
DMF: >30 mg/ml; DMSO: >41 mg/ml; Ethanol: >80 mg/ml;
PBS pH 7.2: >2.7 mg/ml

Other information

No further relevant information available.

10 Stability and reactivity

- **Reactivity** No further relevant information available.
- **Chemical stability**
- **Thermal decomposition / conditions to be avoided:**
No decomposition if used according to specifications.
- **Possibility of hazardous reactions** No dangerous reactions known.
- **Conditions to avoid** No further relevant information available.
- **Incompatible materials:** strong acids, strong bases, strong oxidizing agents
- **Hazardous decomposition products:** carbon oxides

11 Toxicological information

- **RTECS Number** VO0700000
- **Information on toxicological effects**
- **Acute toxicity:**

LD/LC50 values that are relevant for classification:

Oral	LDLO	104 mg/kg (chd)
	LD50	950 mg/kg (rat)
	Intraperitoneal LD50	340 mg/kg (rat)
	Subcutaneous LD50	1,020 mg/kg (mouse)

- **Primary irritant effect:**
- **on the skin:** Irritant to skin and mucous membranes.
- **on the eye:** Irritating effect.
- **Sensitization:** No sensitizing effects known.
- **Additional toxicological information:**
- **Carcinogenic categories**
- **IARC (International Agency for Research on Cancer)** Substance is not listed.
- **NTP (National Toxicology Program)** Substance is not listed.
- **OSHA-Ca (Occupational Safety & Health Administration)** Substance is not listed.

12 Ecological information

- **Toxicity**
- **Aquatic toxicity:** No further relevant information available.
- **Persistence and degradability** No further relevant information available.
- **Behavior in environmental systems:**
- **Bioaccumulative potential** No further relevant information available.
- **Mobility in soil** No further relevant information available.
- **Additional ecological information:**
- **General notes:**
Water hazard class 1 (Assessment by list): slightly hazardous for water

(Contd. on page 7)

US

Safety Data Sheet

acc. to OSHA HCS

Printing date 07/18/2023

Revision date 07/18/2023

Trade name: Aspirin

Do not allow undiluted product or large quantities of it to reach ground water, water course or sewage system. (Contd. from page 6)

· **Results of PBT and vPvB assessment**

· **PBT:** Not applicable.

· **vPvB:** Not applicable.

· **Other adverse effects** No further relevant information available.

13 Disposal considerations

· **Waste treatment methods**

· **Recommendation:**

Must not be disposed of together with household garbage. Do not allow product to reach sewage system.

· **Uncleaned packagings:**

· **Recommendation:** Disposal must be made according to official regulations.

14 Transport information

· **UN-Number**

· **DOT, IMDG, IATA** not regulated

· **UN proper shipping name**

· **DOT, IMDG, IATA** not regulated

· **Transport hazard class(es)**

· **DOT, ADN, IMDG, IATA**

· **Class** not regulated

· **Packing group**

· **DOT, IMDG, IATA** not regulated

· **Environmental hazards:** Not applicable.

· **Special precautions for user** Not applicable.

· **Transport in bulk according to Annex II of MARPOL73/78 and the IBC Code** Not applicable.

· **UN "Model Regulation":** not regulated

15 Regulatory information

· **Safety, health and environmental regulations/legislation specific for the substance or mixture**

No further relevant information available.

· **Sara**

· **Section 355 (extremely hazardous substances):** Substance is not listed.

· **Section 313 (Specific toxic chemical listings):** Substance is not listed.

· **TSCA (Toxic Substances Control Act):** ACTIVE

· **Hazardous Air Pollutants** Substance is not listed.

· **Proposition 65**

· **Chemicals known to cause cancer:** Substance is not listed.

· **Chemicals known to cause reproductive toxicity for females:** Substance is listed.

(Contd. on page 8)

US

Safety Data Sheet acc. to OSHA HCS

Printing date 07/18/2023

Revision date 07/18/2023

Trade name: Aspirin

(Contd. from page 7)

- **Chemicals known to cause reproductive toxicity for males:** Substance is not listed.
- **Chemicals known to cause developmental toxicity:** Substance is listed.
- **Carcinogenic categories**
- **EPA (Environmental Protection Agency)** Substance is not listed.
- **TLV (Threshold Limit Value)** Substance is not listed.
- **NIOSH-Ca (National Institute for Occupational Safety and Health)** Substance is not listed.
- **Chemical safety assessment:** A Chemical Safety Assessment has not been carried out.

16 Other information

All chemicals may pose unknown hazards and should be used with caution. This SDS applies only to the material as packaged. If this product is combined with other materials, deteriorates, or becomes contaminated, it may pose hazards not mentioned in this SDS. Cayman Chemical Company assumes no responsibility for incidental or consequential damages, including lost profits, arising from the use of these data. It shall be the user's responsibility to develop proper methods of handling and personal protection based on the actual conditions of use. While this SDS is based on technical data judged to be reliable, Cayman Chemical Company assumes no responsibility for the completeness or accuracy of the information contained herein.

- **Department issuing SDS:** Environment protection department.
- **Contact:** -
- **Date of preparation / last revision** 07/18/2023
- **Abbreviations and acronyms:**
 - IMDG: International Maritime Code for Dangerous Goods
 - DOT: US Department of Transportation
 - IATA: International Air Transport Association
 - EINECS: European Inventory of Existing Commercial Chemical Substances
 - CAS: Chemical Abstracts Service (division of the American Chemical Society)
 - NFPA: National Fire Protection Association (USA)
 - HMS: Hazardous Materials Identification System (USA)
 - LC50: Lethal concentration, 50 percent
 - LD50: Lethal dose, 50 percent
 - PBT: Persistent, Bioaccumulative and Toxic
 - vPvB: very Persistent and very Bioaccumulative
 - NIOSH: National Institute for Occupational Safety
 - OSHA: Occupational Safety & Health
 - TLV: Threshold Limit Value
 - PEL: Permissible Exposure Limit
 - REL: Recommended Exposure Limit
 - Acute Toxicity - Oral 4: Acute toxicity – Category 4
 - Skin Irritation 2: Skin corrosion/irritation – Category 2
 - Eye Irritation 2A: Serious eye damage/eye irritation – Category 2A
 - Specific Target Organ Toxicity - Single Exposure 3: Specific target organ toxicity (single exposure) – Category 3
- *** Data compared to the previous version altered.**

US



LEMBAR DATA KESELAMATAN

menurut Peraturan (EC) No. 1907/2006

MSDS Umum Uni Eropa - Tidak ada data untuk negara tertentu - Tidak ada OEL Data

Versi 9.4

Revisi tanggal 28.06.2023

Tanggal Cetak 28.06.2023

BAGIAN 1: Identitas Bahan dan Perusahaan

1.1 Pengidentifikasi produk

Nama produk : Asetat anhidrida untuk analisis EMSURE®
ACS,ISO,Reag. Ph Eur

Nomor Produk : 1.00042
No katalog : 100042
Merek : Millipore
No-Indeks : 607-008-00-9
Nomor REACH : 01-2119486470-36-XXXX
No-CAS : 108-24-7

1.2 Penggunaan yang relevan dari bahan atau campuran yang diidentifikasi dan penggunaan yang disarankan terhadap

Penggunaan yang teridentifikasi : Reagen untuk analisis, Produksi bahan kimia

1.3 Rincian penyuplai lembar data keselamatan

Perusahaan : Merck KGaA
Frankfurter Str. 250
D-64271 DARMSTADT
Telepon : +49 (0)6151 72-0
Fax : +49 6151 727780
Alamat email : TechnicalService@merckgroup.com

1.4 Nomor telepon darurat

Nomer Telepon Darurat :
001-803-017-9114 (CHEMTREC)

BAGIAN 2: Identifikasi bahaya

2.1 Klasifikasi bahan atau campuran

Klasifikasi menurut Peraturan (EC) No 1272/2008

Cairan mudah menyala (Kategori 3), H226
Toksitas akut, Oral (Kategori 4), H302
Toksitas akut, Penghirupan (Kategori 2), H330
Korosi kulit (Subkategori 1B), H314
Kerusakan mata serius (Kategori 1), H318

Millipore- 1.00042

Halaman 1 dari 15

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada



Teks pernyataan-H penuh yang disebutkan dalam Bagian ini, baca Bagian 16.

2.2 Elemen label

Pelabelan menurut Peraturan (EC) No 1272/2008

Piktogram



Kata sinyal

Bahaya

Pernyataan Hazard (s)

H226

Cairan dan uap mudah menyala.

H302

Berbahaya jika tertelan.

H314

Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata.

H330

Fatal jika terhirup.

Pernyataan pencegahan)

P210

Jauhkan dari panas/percikan/api terbuka /permukaan yang panas. - Dilarang merokok.

P280

Kenakan sarung tangan pelindung/ pakaian pelindung/ pelindung mata/ pelindung wajah.

P301 + P312

JIKA TERTELAN: Hubungi SENTRA INFORMASI KERACUNAN atau dokter/ tenaga medis jika kamu merasa tidak sehat.

P303 + P361 + P353

JIKA TERKENA KULIT (atau rambut): Tanggalkan segera semua pakaian yang terkontaminasi. Bilas kulit dengan air.

P304 + P340 + P310

JIKA TERHIRUP: Pindahkan korban ke udara segar dan posisikan yang nyaman untuk bernapas. Segera hubungi SENTRA INFORMASI KERACUNAN atau dokter/ tenaga medis. JIKA TERKENA MATA : Bilas dengan seksama dengan air untuk beberapa menit. Lepaskan lensa kontak jika memakainya dan mudah melakukannya.Lanjutkan membilas.

Pernyataan Bahaya

tidak ada

Tambahan

Pelabelan dikurangi (<= 125 ml)

Piktogram



Kata sinyal

Bahaya

Pernyataan Hazard (s)

H330

Fatal jika terhirup.

H314

Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata.

Pernyataan pencegahan)

P280

Kenakan sarung tangan pelindung/ pakaian pelindung/ pelindung mata/ pelindung wajah.

P303 + P361 + P353

JIKA TERKENA KULIT (atau rambut): Tanggalkan segera semua pakaian yang terkontaminasi. Bilas kulit dengan air.

P304 + P340 + P310

JIKA TERHIRUP: Pindahkan korban ke udara segar dan posisikan yang nyaman untuk bernapas. Segera hubungi SENTRA INFORMASI KERACUNAN atau dokter/ tenaga medis.

P305 + P351 + P338

JIKA TERKENA MATA : Bilas dengan seksama dengan air untuk beberapa menit. Lepaskan lensa kontak jika memakainya dan



mudah melakukannya. Lanjutkan membilas.

Pernyataan Bahaya : tidak ada
 Tambahan :

2.3 bahaya lainnya

Zat/campuran ini tidak mengandung satu komponen pun yang dianggap baik persisten, bioakumulatif, dan beracun (PBT) maupun sangat persisten dan sangat bioakumulatif (vPvB) pada kadar 0,1% atau lebih.

Informasi Ekologi:

Zat/campuran tersebut tidak mengandungn komponen-komponen yang disinyalir memiliki kandungan pengganggu endokrin menurut artikel REACH 57(f) atau peraturan Comission Delegated (EU) 2017/2100 atau peraturan Commission Regulation (EU) 2018/605 pada level 0.1% atau lebih tinggi.

Informasi Toksikologi:

Zat/campuran tersebut tidak mengandungn komponen-komponen yang disinyalir memiliki kandungan pengganggu endokrin menurut artikel REACH 57(f) atau peraturan Comission Delegated (EU) 2017/2100 atau peraturan Commission Regulation (EU) 2018/605 pada level 0.1% atau lebih tinggi.

BAGIAN 3: Komposisi Bahan

3.1 Bahan

Rumus : C₄H₆O₃
 Berat Molekul : 102,09 g/mol
 No-CAS : 108-24-7
 No-EC : 203-564-8
 No-Indeks : 607-008-00-9

Komponen		Klasifikasi	Konsentrasi
Acetic anhydride			
No-CAS	108-24-7	Flam. Liq. 3; Acute Tox. 4; Acute Tox. 2; Skin Corr. 1B; Eye Dam. 1; H226, H302, H330, H314, H318 Batas konsentrasi: ≥ 25 %: Skin Corr. 1B, H314; 5 - < 25 %: Skin Irrit. 2, H315; 5 - < 25 %: Eye Dam. 1, H318; 1 - < 5 %: Eye Irrit. 2, H319; ≥ 5 %: STOT SE 3, H335;	≤ 100 %
No-EC	203-564-8		
No-Indeks	607-008-00-9		

Teks pernyataan-H penuh yang disebutkan dalam Bagian ini, baca Bagian 16.



mudah melakukannya. Lanjutkan membilas.

Pernyataan Bahaya : tidak ada
 Tambahan :

2.3 bahaya lainnya

Zat/campuran ini tidak mengandung satu komponen pun yang dianggap baik persisten, bioakumulatif, dan beracun (PBT) maupun sangat persisten dan sangat bioakumulatif (vPvB) pada kadar 0,1% atau lebih.

Informasi Ekologi:

Zat/campuran tersebut tidak mengandungn komponen-komponen yang disinyalir memiliki kandungan pengganggu endokrin menurut artikel REACH 57(f) atau peraturan Comission Delegated (EU) 2017/2100 atau peraturan Commission Regulation (EU) 2018/605 pada level 0.1% atau lebih tinggi.

Informasi Toksikologi:

Zat/campuran tersebut tidak mengandungn komponen-komponen yang disinyalir memiliki kandungan pengganggu endokrin menurut artikel REACH 57(f) atau peraturan Comission Delegated (EU) 2017/2100 atau peraturan Commission Regulation (EU) 2018/605 pada level 0.1% atau lebih tinggi.

BAGIAN 3: Komposisi Bahan

3.1 Bahan

Rumus : C₄H₆O₃
 Berat Molekul : 102,09 g/mol
 No-CAS : 108-24-7
 No-EC : 203-564-8
 No-Indeks : 607-008-00-9

Komponen		Klasifikasi	Konsentrasi
Acetic anhydride			
No-CAS	108-24-7	Flam. Liq. 3; Acute Tox. 4; Acute Tox. 2; Skin Corr. 1B; Eye Dam. 1; H226, H302, H330, H314, H318 Batas konsentrasi: ≥ 25 %: Skin Corr. 1B, H314; 5 - < 25 %: Skin Irrit. 2, H315; 5 - < 25 %: Eye Dam. 1, H318; 1 - < 5 %: Eye Irrit. 2, H319; ≥ 5 %: STOT SE 3, H335;	≤ 100 %
No-EC	203-564-8		
No-Indeks	607-008-00-9		

Teks pernyataan-H penuh yang disebutkan dalam Bagian ini, baca Bagian 16.



BAGIAN 4: Tindakan pertolongan pertama pada kecelakaan (P3K)**4.1 Penjelasan mengenai tindakan pertolongan pertama****Saran umum**

Pemberi pertolongan pertama harus melindungi dirinya. Tunjukkan lembar data keselamatan ini kepada dokter yang merawat.

Jika terhirup

Setelah terhirup: hirup udara bersih. Segera hubungi dokter. Jika napas terhenti: segera berikan pernapasan buatan secara mekanik, jika diperlukan berikan oksigen.

Jika kontak dengan kulit

Bila terjadi kontak kulit: Tanggalkan segera semua pakaian yang terkontaminasi. Bilaslah kulit dengan air/ pancuran air. Segera panggil dokter.

Jika kontak dengan mata

Setelah kontak pada mata : bilaslah dengan air yang banyak. Segera hubungi dokter mata. Lepaskan lensa kontak.

Jika tertelan

Setelah tertelan: beri air minum kepada korban (paling banyak dua gelas), hidari muntah (resiko perforasi!). Segera panggil dokter. Jangan mencoba menetralkan.

4.2 Kumpulan gejala / efek terpenting, baik akut maupun tertunda

Gejala dikenal dan efek yang paling penting dijelaskan dalam label (lihat bagian 2.2) dan / atau di bagian 11

4.3 Indikasi pertolongan medis pertama dan perawatan khusus yang diperlukan

Data tidak tersedia

BAGIAN 5: Tindakan Penanggulangan Kebakaran**5.1 Media pemadaman api****Media pemadaman yang sesuai**

Karbon dioksida (CO₂) Serbuk kering

Media pemadaman yang tidak sesuai

Busa Air

5.2 Bahaya khusus yang muncul dari bahan atau campuran

Karbon oksida

Mudah menyala.

Tidak boleh kontak dengan: Air

Kebakaran dapat menyebabkan berevolusi:

uap acetic acid

Perhatian ! dalam kontak dengan air produk melepaskan :

Asam organik

Uap lebih berat daripada udara dan bisa merebak di atas lantai.

Membentuk campuran yang dapat meledak dengan udara pada peningkatan suhu.

Perkembangan gas atau uap menyala yang berbahaya mungkin terjadi dalam kejadian kebakaran.



5.3 Saran bagi petugas pemadam kebakaran

Jangan berada di zona berbahaya tanpa peralatan pelindung pernapasan. Untuk menghindari kontak dengan kulit, jaga jarak aman dan gunakan pakaian pelindung yang sesuai.

5.4 Informasi lebih lanjut

Pindahkan wadah dari zona berbahaya dan dinginkan dengan air. Cegah air pemadam kebakaran mengkontaminasi air permukaan atau sistem air tanah.

BAGIAN 6: Tindakan terhadap tumpahan dan kebocoran

6.1 Langkah-langkah pencegahan diri, alat pelindung dan prosedur tanggap darurat

Nasihat untuk personel nondarurat Jangan menghirup uap-uap, aerosol. Hindari kontak dengan bahan. Pastikan ventilasi memadai. Jauhkan dari panas dan sumber api. Evakuasi dari daerah bahaya, amati prosedur darurat, hubungi ahli. Untuk perlindungan pribadi lihat seksi 8.

6.2 Langkah-langkah pencegahan bagi lingkungan

Jangan biarkan produk masuk ke saluran pembuangan. Risiko ledakan.

6.3 Metode dan bahan untuk penangkalan (containment) dan pembersihan

Tutup saluran. Kumpulkan, ikat dan pompa keluar tumpahan. Amati kemungkinan pembatasan bahan (lihat bagian 7 dan 10). Ambil hati-hati dengan bahan penyerap cairan (misal Chemizorb®). Teruskan ke pembuangan. Bersihkan area yang terkena.

6.4 Rujukan ke bagian lainnya

Untuk pembuangan lihat bagian 13.

BAGIAN 7: Penyimpanan dan Penanganan Bahan

7.1 Kehati-hatian dalam menangani secara aman

Langkah-langkah pencegahan untuk penanganan yang aman

Kenakan pakaian pelindung. Jangan menghirup zat/campuran. Hindari terbentuknya uap/aerosol. Jaga tempat kerja tetap kering. Jangan sampai produk mengalami kontak dengan air.

Nasehat mengenai perlindungan terhadap api dan ledakan

Jauhkan dari nyala terbuka, permukaan panas, dan sumber penyulut. Lakukan dengan hati-hati tindakan melawan lucutan statis.

Tindakan higienis

Segera ganti pakaian yang terkontaminasi. Gunakan krim pelindung kulit. Cuci tangan dan muka setelah bekerja dengan bahan tersebut. Untuk tindakan pencegahan lihat bagian 2.2.

7.2 Kondisi penyimpanan yang aman, termasuk adanya inkompatibilitas

Kondisi penyimpanan

Simpan wadah tertutup rapat di tempat yang kering dan berventilasi baik. Jauhkan dari panas dan sumber api. Simpan dalam tempat terkunci atau di tempat yang hanya bisa dimasuki oleh orang-orang yang mempunyai kualifikasi atau berwenang.

Suhu penyimpanan yang direkomendasikan, lihat label produk.

Kelas penyimpanan

Millipore- 1.00042

Halaman 5 dari 15

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada



Kelas penyimpanan Jerman (TRGS 510): 3: Cairan mudah terbakar

7.3 Penggunaan akhir khusus

Selain penggunaan yang disebutkan dalam bagian 1.2, tidak ada penggunaan spesifik lain yang diantisipasi

BAGIAN 8: Kontrol paparan/ perlindungan diri

8.1 Parameter pengendalian

Komponen dengan parameter pengendalian di tempat kerja

Hasil reaksi Tingkat Tak ada Dampak (DNEL)

aplikasi Lokasi	Rute eksposur	efek kesehatan	Nilai
DNEL pekerja , akut	inhalasi	Efek lokal	12,6 mg/m ³
DNEL pekerja, jangka panjang	inhalasi	Efek sistemik	4,2 mg/m ³
DNEL pekerja, jangka panjang	inhalasi	Efek lokal	4,2 mg/m ³
DNEL pekerja, jangka panjang	kulit	Efek sistemik	

Konsentrasi Tanpa Dampak yang Diperkirakan (PNEC)

Wadah	Nilai
Air tawar	3,058 mg/l
Air laut	0,3058 mg/l
Pelepasan bertahap perairan	30,58 mg/l
Sedimen air tawar	11,36 mg/kg
Sedimen laut	1,136 mg/kg
Tanah	0,47 mg/kg
Fasilitas pengolahan limbah	115 mg/l

8.2 Pengendalian paparan

Alat perlindungan diri

Perlindungan mata/wajah

Gunakan peralatan untuk perlindungan mata yang sudah diuji dan disetujui di bawah standar pemerintah yang tepat seperti NIOSH (US) atau EN 166 (EU). Kacamata / Goggles pelindung yang pas dan ketat

Perlindungan kulit

Rekomendasi ini berlaku hanya untuk produk yang disebutkan dalam lembar data keselamatan dan disuplai oleh kami sesuai tujuan yang kami maksud. Ketika dilarutkan dalam atau dicampur dengan bahan lain dan dalam kondisi yang menyimpang dari yang disebutkan dalam EN374 silahkan hubungi supplier sarung tangan CE-resmi (misalnya KCL GmbH, D-36124 Eichenzell, Internet: www.kcl.de).

Kontak penuh

Materi: karet butil

ketebalan lapisan minimal: 0,7 mm

Millipore- 1.00042

Halaman 6 dari 15

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada



Waktu terobosan: 480 min
Bahan yang diuji: Butoject® (KCL 898)

Rekomendasi ini berlaku hanya untuk produk yang disebutkan dalam lembar data keselamatan dan disuplai oleh kami sesuai tujuan yang kami maksud. Ketika dilarutkan dalam atau dicampur dengan bahan lain dan dalam kondisi yang menyimpang dari yang disebutkan dalam EN374 silahkan hubungi suplier sarung tangan CE-resmi (misalnya KCL GmbH, D-36124 Eichenzell, Internet: www.kcl.de).

percikan
Materi: Sarung tangan lateks
ketebalan lapisan minimal: 0,6 mm
Waktu terobosan: 60 min
Bahan yang diuji: Lapren® (KCL 706 / Aldrich Z677558, Ukuran M)

Perlindungan Badan

Pakaian pelindung antistatik yang tahan-nyala.

Perlindungan pernapasan

diperlukan ketika uap/aerosol dihasilkan

Rekomendasi kami tentang filter perlindungan pernapasan didasarkan atas standar berikut: DIN EN 143, DIN 14387, dan standar lainnya yang menyertai terkait dengan sistem perlindungan pernapasan yang digunakan.

Jenis filter yang direkomendasikan: Filter tipe ABEK

Pengusaha harus memastikan bahwa perawatan, pembersihan, dan pengujian perangkat perlindungan pernafasan telah dilakukan sesuai dengan petunjuk dari pabriknya. Tindakan ini harus didokumentasikan dengan benar.

Kontrol pemaparan lingkungan

Jangan biarkan produk masuk ke saluran pembuangan. Risiko ledakan.

BAGIAN 9: Sifat-sifat Fisika dan Kimia

9.1 Informasi tentang sifat fisik dan kimia

- | | |
|--|--|
| a) Keadaan fisik | cair |
| b) Warna | tidak berwarna |
| c) Bau | menyengat |
| d) Titik lebur/titik beku | Titik lebur: -73 °C |
| e) Titik didih awal/rentang didih | 138 - 140 °C pada 1.013 hPa |
| f) Flamabilitas (padatan, gas) | Data tidak tersedia |
| g) Batas bawah/atas flamabilitas atau ledakan | Tertinggi batas ledakan: 10,3 %(V)
Terendah batas ledakan: 2,7 %(V) |
| h) Titik nyala | 49 °C - cawan tertutup |
| i) Suhu dapat membakar sendiri (auto-ignition) | 316 °C
pada 1.013,25 hPa |

Millipore- 1.00042

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada

Halaman 7 dari 15



temperature)	
j) Suhu penguraian	Data tidak tersedia
k) pH	Data tidak tersedia
l) Kekentalan (viskositas)	Viskositas, kinematis: Data tidak tersedia Viskositas, dinamis: 0,84 mPa.s pada 25 °C
m) Kelarutan dalam air	Hidrolisis
n) Koefisien partisi (n-oktanol/air)	log Pow: kira-kira-0,5 - Diperkirakan tidak ada potensi bioakumulasi.
o) Tekanan uap	13 hPa pada 36 °C
p) Densitas	1,080 g/cm ³ pada 20 °C
Kerapatan (densitas) relatif	Data tidak tersedia
q) Kerapatan (densitas) uap relatif	Data tidak tersedia
r) Karakteristik partikel	Data tidak tersedia
s) Sifat peledak	Data tidak tersedia
t) Sifat oksidator	tidak ada

9.2 informasi keselamatan lainnya

Tegangan permukaan	31,93 mN/m pada 25 °C
--------------------	-----------------------

BAGIAN 10: Reaktifitas dan Stabilitas

10.1 Reaktifitas

Dapat terurai dengan keras pada temperatur tinggi
Campuran uap/udara bersifat mudah-meledak pada pemanasan yang menyengat.

10.2 Stabilitas kimia

Terurai jika lembab.
Produk ini stabil secara kimiawi di bawah kondisi ruangan standar (suhu kamar).

10.3 Reaksi berbahaya yang mungkin di bawah kondisi spesifik/khusus

Beresiko meledak dengan:
etanol
potassium permanganate
Oksidator kuat
perchloric acid
Asam nitrat
hydrogen peroxide
chromium(VI) oxide
barium peroksida
senyawa peroxi
amonium nitrat
dengan

Millipore- 1.00042

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada

Halaman 8 dari 15



Asam nitrat
Reaksi eksotermik dengan :
Amonia
Potassium hydroxide
nitrates
Sodium hydroxide
Asam asetat, dicairkan
Reaksi yang hebat dapat terjadi dengan :
Air
Bentuk dapat di :
acetic acid

10.4 Kondisi yang harus dihindari

Pemanasan.

10.5 Bahan yang harus dihindari

Besi, Tembaga

10.6 Produk berbahaya hasil penguraian

Dalam kebakaran lihat bagian 5

BAGIAN 11: Informasi Toksikologi

11.1 Informasi tentang efek toksikologis

Toksisitas akut

LD50 Oral - Tikus - pria dan wanita - 630 mg/kg

Komentar: (ECHA)

Perkiraan toksisitas akut Oral - 630 mg/kg

(Nilai ATE diturunkan dari nilai LD50/LC50)

LC50 Penghirupan - Tikus - 4 h - > 0,5 - < 2 mg/l - uap

(Pedoman Tes OECD 412)

Komentar: (ECHA)

Perkiraan toksisitas akut Penghirupan - 0,5001 mg/l - uap

(Nilai ATE diturunkan dari nilai LD50/LC50)

Kulit: Data tidak tersedia

Korosi/iritasi kulit

Kulit - Uji in vitro

Hasil: Mengakibatkan luka bakar. - 4 h

Komentar: (ECHA)

Kerusakan mata serius/iritasi mata

Mata - Tikus

Hasil: Korosif - 24 h

Komentar: (ECHA)

Sensitisasi saluran pernafasan atau pada kulit

Data tidak tersedia

Mutagenisitas pada sel nutfah

Tipe Ujian: Uji mutasi gen sel mamalia in vitro

Millipore- 1.00042

Halaman 9 dari 15

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada



Sistem uji: sel limfoma tikus
Aktivasi metabolik: dengan atau tanpa aktivasi metabolis
Metoda: Pedoman Tes OECD 476
Hasil: Negatif
Tipe Ujian: Tes Ames
Sistem uji: Salmonella typhimurium
Aktivasi metabolik: dengan atau tanpa aktivasi metabolis
Metoda: Pedoman Tes OECD 471
Hasil: Negatif
Tipe Ujian: Tes kelainan kromosom dalam tabung percobaan
Sistem uji: sel ovarium marmut Cina
Aktivasi metabolik: dengan atau tanpa aktivasi metabolis
Metoda: Pedoman Tes OECD 473
Hasil: Negatif

Tipe Ujian: Uji mikronukleus
Spesies: Tikus
Tipe sel: Sumsum tulang
Rute aplikasi: penghirupan (uap)
Metoda: Pedoman Tes OECD 474
Hasil: Negatif

Karsinogenisitas

Data tidak tersedia

Toksisitas terhadap Reproduksi

Data tidak tersedia

Toksisitas pada organ sasaran spesifik - paparan tunggal

Data tidak tersedia

Toksisitas pada organ sasaran spesifik - paparan berulang

Data tidak tersedia

Bahaya aspirasi

Data tidak tersedia

11.2 Tambahan Informasi

Sifat mengganggu endokrin

Produk:

Evaluasi

Zat/campuran tersebut tidak mengandung komponen-komponen yang disinyalir memiliki kandungan pengganggu endokrin menurut artikel REACH 57(f) atau peraturan Comission Delegated (EU) 2017/2100 atau peraturan Commission Regulation (EU) 2018/605 pada level 0.1% atau lebih tinggi.

sensasi terbakar, Batuk, mengi, radang tenggorokan, Napas tersengal, kejang, peradangan dan edema laring, kejang, peradangan dan edema pada bronkus, pneumonitis, edema

Millipore- 1.00042

Halaman 10 dari 15

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada



paru, Bahan ini sangat merusak jaringan selaput lendir dan saluran pernapasan bagian atas, mata, dan kulit., Untuk yang terbaik dari pengetahuan kita, kimia, fisik, dan sifat toksikologi belum diselidiki secara menyeluruh.

BAGIAN 12: Informasi Ekologi

12.1 Toksisitas

Keracunan untuk ikan	Tes semi-statik LC50 - <i>Oncorhynchus mykiss</i> (Ikan rainbow trout) - > 300,82 mg/l - 96 h (Pedoman Tes OECD 203) Komentar: (dalam analogi dengan produk serupa)
Derajat racun bagi daphnia dan binatang tak bertulang belakang lainnya yang hidup dalam air	Tes statik EC50 - <i>Daphnia magna</i> (Kutu air) - > 1.000 mg/l - 48 h (Pedoman Tes OECD 202)
Keracunan untuk ganggang	Tes statik ErC50 - <i>Skeletonema costatum</i> - > 300,82 mg/l - 72 h (ISO 10253)
Keracunan untuk bakteri	Tes statik NOEC - <i>Pseudomonas putida</i> - 1.150 mg/l - 16 h Komentar: (ECHA)

12.2 Persistensi dan penguraian oleh lingkungan

Daya hancur secara biologis	Tes Zahn-Wellens - Waktu pemajanan 5 d Hasil: > 95 % - Mudah terurai secara hayati. (Pedoman Tes OECD 302B)
-----------------------------	---

12.3 Potensi bioakumulasi

Bioakumulasi tidak diharapkan ($\log Pow \leq 4$).

12.4 Mobilitas dalam tanah

Data tidak tersedia

12.5 Hasil dari asesmen PBT dan vPvB

Zat/campuran ini tidak mengandung satu komponen pun yang dianggap baik persisten, bioakumulatif, dan beracun (PBT) maupun sangat persisten dan sangat bioakumulatif (vPvB) pada kadar 0,1% atau lebih.

12.6 Sifat mengganggu endokrin

Produk:

Evaluasi : Zat/campuran tersebut tidak mengandung komponen-komponen yang disinyalir memiliki kandungan pengganggu endokrin menurut artikel REACH 57(f) atau peraturan Commission Delegated (EU) 2017/2100 atau peraturan Commission Regulation (EU) 2018/605 pada level 0.1% atau lebih tinggi.



12.7 Efek merugikan lainnya

Hal berikut ini dapat terjadi setelah reaksi produk dengan air :
acetic acid
Efek berbahaya akibat perubahan pH.
Dapat membakar kulit (kaustik) walaupun dalam bentuk encer.
Pelepasan ke lingkungan harus dihindarkan.

BAGIAN 13: Pembuangan limbah

13.1 Metode penanganan limbah

Data tidak tersedia

BAGIAN 14: Informasi pengangkutan

14.1 Nomor PBB

ADR/RID: 1715 IMDG: 1715 IATA: 1715

14.2 Nama pengapalan yang sesuai berdasarkan PBB

ADR/RID: ACETIC ANHYDRIDE
IMDG: ACETIC ANHYDRIDE
IATA: Acetic anhydride

14.3 Kelas bahaya transportasi

ADR/RID: 8 (3) IMDG: 8 (3) IATA: 8 (3)

14.4 Kelompok pengemasan

ADR/RID: II IMDG: II IATA: II

14.5 Bahaya lingkungan

ADR/RID: Tidak IMDG Bahan pencemar laut: Tidak IATA: Tidak

14.6 Tindakan kehati-hatian khusus bagi pengguna

Informasi lebih lanjut : Data tidak tersedia

BAGIAN 15: Peraturan Perundang - undangan

15.1 Regulasi tentang lingkungan, kesehatan dan keamanan untuk produk tersebut

Lembar data keselamatan ini taat pada persyaratan Peraturan (UE) No. 1907/2006.

Perundang-undangan nasional

Seveso III: Arahan Parlemen Eropa dan Dewan Nomor 2012/18/EU tentang kontrol bahaya kecelakaan utama yang melibatkan bahan berbahaya.

H2 BERACUN AKUT
P5c CAIRAN MUDAH MENYALA



Peraturan-peraturan lain

Patuhi semua larangan kerja mengenai perlindungan ibu hamil sesuai dengan jika berlaku.

Perhatikan peraturan Dir 94/33/EC mengenai perlindungan kaum muda dalam pekerjaan.

15.2 Asesmen Keselamatan Kimia

Asesmen Keamanan Bahan Kimia telah dilaksanakan untuk bahan ini.

BAGIAN 16: Informasi lain

Teks Pernyataan-H penuh mengacu pada bagian 2 dan 3.

H226	Cairan dan uap mudah menyala.
H302	Berbahaya jika tertelan.
H314	Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata.
H315	Menyebabkan iritasi kulit.
H318	Cairan dan uap mudah menyala.
H319	Berbahaya jika tertelan.
H330	Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata.
H335	Fatal jika terhirup.



Teks lengkap singkatan lainnya

ADN - Perjanjian Eropa mengenai Pengangkutan Barang Berbahaya Internasional Melalui Jalur Sungai; ADR - Perjanjian mengenai Pengangkutan Barang Berbahaya Internasional Melalui Jalur Darat; AIIC - Inventaris Bahan Kimia Industri Australia; ASTM - Masyarakat Amerika untuk Pengujian Bahan; bw - Berat badan; CMR - Karsinogen, Mutagen atau Toksik Reproduksi; DIN - Institut Standardisasi Jerman; DSL - Daftar Zat Domestik (Kanada); ECx - Konsentrasi terkait dengan x% respons; ELx - Kecepatan pemuatan terkait dengan x% respons; EmS - Prosedur Kedaruratan; ENCS - Bahan Kimia yang Tersedia dan Baru (Jepang); ErCx - Konsentrasi terkait dengan x% respons laju pertumbuhan; GHS - Sistem Harmonisasi Global; GLP - Praktik Laboratorium yang Baik; IARC - Badan Internasional Penelitian Kanker; IATA - Asosiasi Transportasi Udara Internasional; IBC - Kode Internasional untuk Konstruksi dan Peralatan Kapal yang membawa Bahan Kimia Berbahaya dalam Muatannya; IC50 - Setengah konsentrasi hambat maksimal; ICAO - Organisasi Penerbangan Sipil Internasional; IECSC - Inventarisasi Bahan Kimia yang Tersedia di Tiongkok; IMDG - Bahan Berbahaya Maritim Internasional; IMO - Organisasi Maritim Internasional; ISHL - Undang-Undang Keselamatan dan Kesehatan Industri (Jepang); ISO - Organisasi Standardisasi Internasional; KECI - Inventarisasi Bahan Kimia Korea; LC50 - Konsentrasi Mematikan untuk 50% populasi uji; LD50 - Dosis mematikan bagi 50% populasi uji (Median Dosis Mematikan); MARPOL - Konvensi Internasional untuk Pencegahan Pencemaran dari Kapal; n.o.s. - Tidak Ditentukan Lain; NO(A)EC - Konsentrasi Efek (Merugikan/ Negatif) Tidak Teramati; NO(A)EL - Batas Efek (Merugikan/ Negatif) Tidak Teramati; NOELR - Tingkat Pemuatan Efek Tidak Teramati; NZIoC - Inventarisasi Bahan Kimia Selandia Baru; OECD - Organisasi Kerja Sama dan Pembangunan Ekonomi; OPPTS - Kantor Keselamatan Bahan Kimia dan Pencegahan Polusi; PBT - Bahan Persisten, Bioakumulatif dan Beracun; PICCS - Inventarisasi Kimia dan Bahan Kimia Filipina; (Q)SAR - (Kuantitatif) Hubungan Kegiatan Struktur; REACH - Peraturan (EC) No 1907/2006 Parlemen Eropa dan Dewan tentang Pendaftaran, Evaluasi, Otorisasi dan Pembatasan Bahan Kimia; RID - Peraturan mengenai Pengangkutan Barang Berbahaya International dengan Kereta; SADT - Suhu Percepatan Penguraian; SDS - Lembar Data Keselamatan; TCSI - Inventarisasi Bahan Kimia Taiwan; TECI - Inventaris Bahan Kimia yang Ada di Thailand; TSCA - Undang-Undang Pengendalian Bahan Beracun (Amerika Serikat); UN - Perserikatan Bangsa-Bangsa; UNRTDG - Rekomendasi Perserikatan Bangsa-Bangsa tentang Transportasi Bahan Berbahaya; vPvB - Sangat Persisten dan Sangat Bioakumulatif

Informasi lebih lanjut

Informasi di atas diyakini benar namun tidak diakui termasuk semua dan akan digunakan sebagai panduan saja. Informasi dalam dokumen ini didasarkan pada status pengetahuan kami yang ada dan berlaku pada produk terkait dengan tindakan pencegahan untuk keselamatan yang sesuai. Ini tidak mewakili setiap jaminan properti produk. Sigma-Aldrich Corporation dan Afiliasinya tidak akan bertanggung jawab atas semua kerusakan yang disebabkan oleh penanganan atau kontak dengan produk di atas. Lihat www.sigma-aldrich.com dan/atau sisi belakang faktur atau slip pengemasan untuk syarat dan ketentuan penjualan tambahan. _x000D_ Copyright 2020 Sigma-Aldrich Co LLC. Lisensi yang diberikan untuk membuat salinan kertas terbatas untuk penggunaan internal saja. Merek di header dan/atau footer dokumen ini untuk sementara tidak sesuai secara visual dengan produk yang dibeli karena kami sedang berada dalam transisi merek kami. Namun, semua informasi di dokumen terkait produk tetap tidak berubah dan sesuai



dengan produk yang dipesan. Untuk informasi lebih lanjut, mohon hubungi mlsbranding@sial.com.

Millipore- 1.00042

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada

Halaman 15 dari 15





LEMBARAN DATA KESELAMATAN

menurut Peraturan (EC) No. 1907/2006

MSDS Umum Uni Eropa - Tidak ada data untuk negara tertentu - Tidak ada OEL Data

Versi 8.7
Revisi tanggal 03.12.2021
Tanggal Cetak 05.01.2022

BAGIAN 1: Identitas Bahan dan Perusahaan

1.1 Pengidentifikasi produk

Nama produk : Asam asetat (glasial) 100% anhidrat untuk analisis EMSURE® ACS,ISO,Reag. Ph Eur

Nomor Produk : 1.00063
No katalog : 100063
Merek : Millipore
No-Indeks : 607-002-00-6
Nomor REACH : 01-2119475328-30-XXXX
No-CAS : 64-19-7

1.2 Penggunaan yang relevan dari bahan atau campuran yang diidentifikasi dan penggunaan yang disarankan terhadap

Penggunaan yang teridentifikasi : Reagen untuk analisis, Produksi bahan kimia

1.3 Rincian penyuplai lembar data keselamatan

Perusahaan : Merck KGaA
Frankfurter Str. 250
D-64271 DARMSTADT
Telepon : +49 (0)6151 72-0
Fax : +49 6151 727780
Alamat email : TechnicalService@merckgroup.com

1.4 Nomor telepon darurat

Nomer Telepon Darurat :
001-803-017-9114 (CHEMTREC)

BAGIAN 2: Identifikasi bahaya

2.1 Klasifikasi bahan atau campuran

Klasifikasi menurut Peraturan (EC) No 1272/2008

Cairan mudah menyala (Kategori 3), H226

Korosi kulit (Subkategori 1A), H314

Kerusakan mata serius (Kategori 1), H318

Teks pernyataan-H penuh yang disebutkan dalam Bagian ini, baca Bagian 16.

2.2 Elemen label

Pelabelan menurut Peraturan (EC) No 1272/2008

Millipore- 1.00063

Halaman 1 dari 11

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada



Piktogram	
Kata sinyal	Bahaya
Pernyataan Hazard (s) H226 H314	Cairan dan uap mudah menyala. Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata.
Pernyataan pencegahan) P210	Jauhkan dari panas/percikan/api terbuka /permukaan yang panas. - Dilarang merokok.
P233	Jaga wadah tertutup rapat.
P240	Ardekan dan Ikat wadah dan peralatan penerima.
P280	Kenakan sarung tangan pelindung/ pakaian pelindung/ pelindung mata/ pelindung wajah/ perlindungan pendengaran.
P303 + P361 + P353	JIKA TERKENA KULIT (atau rambut): Tanggalkan segera semua pakaian yang terkontaminasi. Bilas kulit dengan air.
P305 + P351 + P338	JIKA TERKENA MATA : Bilas dengan seksama dengan air untuk beberapa menit. Lepaskan lensa kontak jika memakainya dan mudah melakukannya.Lanjutkan membilas.
Pernyataan Bahaya Tambahan	tidak ada
Pelabelan dikurangi (<= 125 ml)	
Piktogram	
Kata sinyal	Bahaya
Pernyataan Hazard (s) H314	Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata.
Pernyataan pencegahan) P280	Kenakan sarung tangan pelindung/ pakaian pelindung/ pelindung mata/ pelindung wajah/ perlindungan pendengaran.
P303 + P361 + P353	JIKA TERKENA KULIT (atau rambut): Tanggalkan segera semua pakaian yang terkontaminasi. Bilas kulit dengan air.
P305 + P351 + P338	JIKA TERKENA MATA : Bilas dengan seksama dengan air untuk beberapa menit. Lepaskan lensa kontak jika memakainya dan mudah melakukannya.Lanjutkan membilas.
Pernyataan Bahaya Tambahan	tidak ada

2.3 bahaya lainnya

Zat/campuran ini tidak mengandung satu komponen pun yang dianggap baik persisten, bioakumulatif, dan beracun (PBT) maupun sangat persisten dan sangat bioakumulatif (vPvB) pada kadar 0,1% atau lebih.

BAGIAN 3: Komposisi Bahan

3.1 Bahan

Rumus	: C ₂ H ₄ O ₂
Berat Molekul	: 60,05 g/mol
No-CAS	: 64-19-7
No-EC	: 200-580-7

Millipore- 1.00063

Halaman 2 dari 11

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada



No-Indeks : 607-002-00-6

Komponen		Klasifikasi	Konsentrasi
Acetic acid			
No-CAS	64-19-7	Flam. Liq. 3; Skin Corr. 1A; Eye Dam. 1; H226, H314, H318 Batas konsentrasi: ≥ 90 %: Skin Corr. 1A, H314; 25 - < 90 %: Skin Corr. 1B, H314; 10 - < 25 %: Skin Irrit. 2, H315; 10 - < 25 %: Eye Irrit. 2, H319; 10 - < 25 %: Eye Irrit. 2, H319; 10 - < 25 %: Skin Irrit. 2, H315; 25 - < 90 %: Skin Corr. 1B, H314; ≥ 90 %: Skin Corr. 1A, H314; ≥ 90 %: Flam. Liq. 3, H226;	<= 100 %
No-EC	200-580-7		
No-Indeks	607-002-00-6		

Teks pernyataan-H penuh yang disebutkan dalam Bagian ini, baca Bagian 16.

BAGIAN 4: Tindakan pertolongan pertama pada kecelakaan (P3K)

4.1 Penjelasan mengenai tindakan pertolongan pertama

Saran umum

Pemberi pertolongan pertama harus melindungi dirinya. Tunjukkan lembar data keselamatan ini kepada dokter yang merawat.

Jika terhirup

Setelah terhirup: hirup udara segar. Panggil dokter.

Jika kontak dengan kulit

Bila terjadi kontak kulit: Tanggalkan segera semua pakaian yang terkontaminasi. Bilaslah kulit dengan air/ pancuran air. Segera panggil dokter.

Jika kontak dengan mata

Setelah kontak pada mata : bilaslah dengan air yang banyak. Segera hubungi dokter mata. Lepaskan lensa kontak.

Jika tertelan

Setelah tertelan: beri air minum kepada korban (paling banyak dua gelas), hindari muntah (resiko perforasi!). Segera panggil dokter. Jangan mencoba menetralkan.

4.2 Kumpulan gejala / efek terpenting, baik akut maupun tertunda

Gejala dikenal dan efek yang paling penting dijelaskan dalam label (lihat bagian 2.2) dan / atau di bagian 11

4.3 Indikasi pertolongan medis pertama dan perawatan khusus yang diperlukan

Data tidak tersedia



BAGIAN 4: Tindakan pertolongan pertama pada kecelakaan (P3K)**4.1 Penjelasan mengenai tindakan pertolongan pertama****Saran umum**

Pemberi pertolongan pertama harus melindungi dirinya. Tunjukkan lembar data keselamatan ini kepada dokter yang merawat.

Jika terhirup

Setelah terhirup: hirup udara bersih. Segera hubungi dokter. Jika napas terhenti: segera berikan pernapasan buatan secara mekanik, jika diperlukan berikan oksigen.

Jika kontak dengan kulit

Bila terjadi kontak kulit: Tanggalkan segera semua pakaian yang terkontaminasi. Bilaslah kulit dengan air/ pancuran air. Segera panggil dokter.

Jika kontak dengan mata

Setelah kontak pada mata : bilaslah dengan air yang banyak. Segera hubungi dokter mata. Lepaskan lensa kontak.

Jika tertelan

Setelah tertelan: beri air minum kepada korban (paling banyak dua gelas), hindari muntah (resiko perforasi!). Segera panggil dokter. Jangan mencoba menetralkan.

4.2 Kumpulan gejala / efek terpenting, baik akut maupun tertunda

Gejala dikenal dan efek yang paling penting dijelaskan dalam label (lihat bagian 2.2) dan / atau di bagian 11

4.3 Indikasi pertolongan medis pertama dan perawatan khusus yang diperlukan

Data tidak tersedia

BAGIAN 5: Tindakan Penanggulangan Kebakaran**5.1 Media pemadaman api****Media pemadaman yang sesuai**

Karbon dioksida (CO₂) Serbuk kering

Media pemadaman yang tidak sesuai

Busa Air

5.2 Bahaya khusus yang muncul dari bahan atau campuran

Karbon oksida

Mudah menyala.

Tidak boleh kontak dengan: Air

Kebakaran dapat menyebabkan berevolusi:

uap acetic acid

Perhatian ! dalam kontak dengan air produk melepaskan :

Asam organik

Uap lebih berat daripada udara dan bisa merebak di atas lantai.

Membentuk campuran yang dapat meledak dengan udara pada peningkatan suhu.

Perkembangan gas atau uap menyala yang berbahaya mungkin terjadi dalam kejadian kebakaran.



Segera ganti pakaian yang terkontaminasi. Gunakan krim pelindung kulit. Cuci tangan dan muka setelah bekerja dengan bahan tersebut.
Untuk tindakan pencegahan lihat bagian 2.2.

7.2 Kondisi penyimpanan yang aman, termasuk adanya inkompatibilitas

Kondisi penyimpanan

Simpan wadah tertutup rapat di tempat yang kering dan berventilasi baik. Jauhkan dari panas dan sumber api.

Suhu penyimpanan yang direkomendasikan, lihat label produk.

Kelas penyimpanan

Kelas penyimpanan Jerman (TRGS 510): 3: Cairan mudah terbakar

7.3 Penggunaan akhir khusus

Selain penggunaan yang disebutkan dalam bagian 1.2, tidak ada penggunaan spesifik lain yang diantisipasi

BAGIAN 8: Kontrol paparan/ perlindungan diri

8.1 Parameter pengendalian

Komponen dengan parameter pengendalian di tempat kerja

8.2 Pengendalian paparan

Alat perlindungan diri

Perlindungan mata/wajah

Gunakan peralatan untuk perlindungan mata yang sudah diuji dan disetujui di bawah standar pemerintah yang tepat seperti NIOSH (US) atau EN 166 (EU).
Kacamata / Goggles pelindung yang pas dan ketat

Perlindungan kulit

Rekomendasi ini berlaku hanya untuk produk yang disebutkan dalam lembar data keselamatan dan disuplai oleh kami sesuai tujuan yang kami maksud. Ketika dilarutkan dalam atau dicampur dengan bahan lain dan dalam kondisi yang menyimpang dari yang disebutkan dalam EN374 silahkan hubungi supplier sarung tangan CE-resmi (misalnya KCL GmbH, D-36124 Eichenzell, Internet: www.kcl.de).
Kontak penuh

Materi: karet butil

ketebalan lapisan minimal: 0,7 mm

Waktu terobosan: 480 min

Bahan yang diuji: Butoject® (KCL 898)

Rekomendasi ini berlaku hanya untuk produk yang disebutkan dalam lembar data keselamatan dan disuplai oleh kami sesuai tujuan yang kami maksud. Ketika dilarutkan dalam atau dicampur dengan bahan lain dan dalam kondisi yang menyimpang dari yang disebutkan dalam EN374 silahkan hubungi supplier sarung tangan CE-resmi (misalnya KCL GmbH, D-36124 Eichenzell, Internet: www.kcl.de).
percikan

Materi: Sarung tangan lateks

ketebalan lapisan minimal: 0,6 mm

Waktu terobosan: 30 min

Bahan yang diuji: Lapren® (KCL 706 / Aldrich Z677558, Ukuran M)



Perlindungan Badan

Pakaian pelindung antistatik yang tahan-nyala.

Perlindungan pernapasan

Jenis filter yang direkomendasikan: filter E-(P2)

Pengusaha harus memastikan bahwa perawatan, pembersihan, dan pengujian perangkat perlindungan pernafasan telah dilakukan sesuai dengan petunjuk dari pabriknya. Tindakan ini harus didokumentasikan dengan benar.

Kontrol pemaparan lingkungan

Jangan biarkan produk masuk ke saluran pembuangan. Risiko ledakan.

BAGIAN 9: Sifat-sifat Fisika dan Kimia

9.1 Informasi tentang sifat fisik dan kimia

- | | |
|--|---|
| a) Tampilan | Bentuk: cair
Warna: tidak berwarna |
| b) Bau | pedih |
| c) Ambang Bau | 0,2 ppm |
| d) pH | 2,5 pada 50 g/l pada 20 °C |
| e) Titik lebur/titik beku | Titik lebur: 16,64 °C |
| f) Titik didih awal/rentang didih | 117,9 °C pada 1.013,25 hPa |
| g) Titik nyala | 39 °C - cawan tertutup |
| h) Laju penguapan | Data tidak tersedia |
| i) Flamabilitas (padatan, gas) | Tidak berlaku |
| j) Batas bawah/atas flamabilitas atau ledakan | Tertinggi batas ledakan: 19,9 %(V)
Terendah batas ledakan: 4 %(V) |
| k) Tekanan uap | 20,79 hPa pada 25 °C |
| l) Densitas uap | 2,07 |
| m) Densitas Kerapatan (densitas) relatif | 1,04 g/cm ³ pada 25 °C
Data tidak tersedia |
| n) Kelarutan dalam air | 602,9 g/l pada 25 °C pada 1.013 hPa - larut sepenuhnya |
| o) Koefisien partisi (n-oktanol/air) | log Pow: -0,17 pada 25 °C - Diperkirakan tidak ada potensi bioakumulasi., (ECHA) |
| p) Suhu dapat membakar sendiri (auto-ignition temperature) | 463 °C |
| q) Suhu penguraian | Dapat didistilasi dalam kondisi tidak terurai (undecomposed) pada tekanan normal. |
| r) Kekentalan | Viskositas, kinematis: 1,17 mm ² /s pada 20 °C |

Millipore- 1.00063

Halaman 6 dari 11

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada



(viskositas)	Viskositas, dinamis: 1,05 mPa,s pada 25 °C
s) Sifat peledak	Data tidak tersedia
t) Sifat oksidator	tidak ada

9.2 informasi keselamatan lainnya

Tegangan permukaan	28,8 mN/m pada 10,0 °C
Kerapatan (densitas) uap relatif	2,07

BAGIAN 10: Reaktifitas dan Stabilitas

10.1 Reaktifitas

Campuran uap/udara bersifat mudah-meledak pada pemanasan yang menyengat.

10.2 Stabilitas kimia

Produk ini stabil secara kimiawi di bawah kondisi ruangan standar (suhu kamar).

10.3 Reaksi berbahaya yang mungkin di bawah kondisi spesifik/khusus

Data tidak tersedia

10.4 Kondisi yang harus dihindari

Pemanasan.

10.5 Bahan yang harus dihindari

bermacam logam

10.6 Produk berbahaya hasil penguraian

Dalam kebakaran lihat bagian 5

BAGIAN 11: Informasi Toksikologi

11.1 Informasi tentang efek toksikologis

Toksisitas akut

LD50 Oral - Tikus - 3.310 mg/kg

Komentar: (RTECS)

LC50 Penghirupan - Mencit - 4 h - 2.819 mg/l - uap

Komentar: (RTECS)

Kulit: Data tidak tersedia

Korosi/iritasi kulit

Kulit - Kelinci

Hasil: Mengakibatkan luka bakar. - 4 h

(Pedoman Tes OECD 404)

Komentar: (IUCLID)

Kerusakan mata serius/iritasi mata

Mata - Kelinci

Hasil: Mengakibatkan luka bakar. - 4 h

(Pedoman Tes OECD 405)

Komentar: (IUCLID)

Menyebabkan kerusakan mata yang serius.

Millipore- 1.00063

Halaman 7 dari 11

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada



Sensitisasi saluran pernafasan atau pada kulit

Data tidak tersedia

Mutagenisitas pada sel nutfah

Tipe Ujian: Tes Ames

Sistem uji: Salmonella typhimurium

Aktivasi metabolik: dengan atau tanpa aktivasi metabolis

Metoda: Pedoman Tes OECD 471

Hasil: Negatif

Tipe Ujian: Mutagenisitas (uji sel mammal) : aberasi kromosom.

Sistem uji: sel ovarium marmut Cina

Aktivasi metabolik: dengan atau tanpa aktivasi metabolis

Metoda: Pedoman Tes OECD 473

Hasil: Negatif

Tipe Ujian: Uji mikronukleus

Spesies: Tikus

Tipe sel: Sumsum tulang

Rute aplikasi: penghirupan (uap)

Metoda: Sifat mutagenik (uji mikronukleus)

Hasil: Negatif

Karsinogenisitas

Data tidak tersedia

Toksisitas terhadap Reproduksi

Data tidak tersedia

Toksisitas pada organ sasaran spesifik - paparan tunggal

Data tidak tersedia

Toksisitas pada organ sasaran spesifik - paparan berulang

Data tidak tersedia

Bahaya aspirasi

Data tidak tersedia

11.2 Tambahan Informasi

Bahan ini sangat merusak jaringan selaput lendir dan saluran pernapasan bagian atas, mata, dan kulit., kejang, peradangan dan edema laring, kejang, peradangan dan edema pada bronkus, pneumonitis, edema paru, sensasi terbakar, Batuk, mengi, radang tenggorokan, Napas tersengal, Sakit kepala, Mual, Muntah, Menelan atau menghirup asam asetat pekat menyebabkan kerusakan jaringan dari saluran pernapasan dan pencernaan. Gejala termasuk: hematemesis, diare berdarah, edema dan / atau perforasi esofagus dan pilorus, pankreatitis, hematuria, anuria, uremia, albuminuria, hemolisis, kejang, bronchitis, edema paru, pneumonia, kolaps kardiovaskular, shock, dan kematian. kontak langsung atau terpapar konsentrasi tinggi uap dengan kulit atau mata dapat menyebabkan: eritema, lecet, kerusakan jaringan dengan penyembuhan lambat, menghitamkan kulit, hiperkeratosis, retakan, erosi kornea, kekeruhan, iritis, konjungtivitis, dan mungkin kebutaan.

Untuk yang terbaik dari pengetahuan kita, kimia, fisik, dan sifat toksikologi belum diselidiki secara menyeluruh.



BAGIAN 12: Informasi Ekologi

12.1 Toksisitas

Keracunan untuk ikan	Tes semi-statik LC50 - <i>Oncorhynchus mykiss</i> (Ikan rainbow trout) - > 1.000 mg/l - 96 h (Pedoman Tes OECD 203)
Derajat racun bagi daphnia dan binatang tak bertulang belakang lainnya yang hidup dalam air	Tes statik EC50 - <i>Daphnia magna</i> (Kutu air) - > 1.000 mg/l - 48 h (Pedoman Tes OECD 202)
Keracunan untuk ganggang	Tes statik EC50 - <i>Skeletonema costatum</i> - > 1.000 mg/l - 72 h (ISO 10253)
Keracunan untuk bakteri	EC5 - <i>Pseudomonas putida</i> - 2.850 mg/l - 16 h Komentar: netral (Konsentrasi toksik maksimum yang diijinkan) (Lit.)
	microtox test EC50 - <i>Photobacterium phosphoreum</i> - 11 mg/l - 15 min Komentar: (IUCLID)

12.2 Persistensi dan penguraian oleh lingkungan

Daya hancur secara biologis	Hasil: 99 % - Mudah terurai secara hayati. (Pedoman Tes OECD 301D) Komentar: (HSDB)
	Hasil: 95 % - Siap dengan mudah ditiadakan dari air (Pedoman Tes OECD 302B)
Permintaan oksigen biokimiawi (BOD)	880 mg/g Komentar: (Lit.)
Rasio BOD / ThBOD	76 % Komentar: (IUCLID)

12.3 Potensi bioakumulasi

Data tidak tersedia

12.4 Mobilitas dalam tanah

Data tidak tersedia

12.5 Hasil dari asesmen PBT dan vPvB

Zat/campuran ini tidak mengandung satu komponen pun yang dianggap baik persisten, bioakumulatif, dan beracun (PBT) maupun sangat persisten dan sangat bioakumulatif (vPvB) pada kadar 0,1% atau lebih.

12.6 Sifat mengganggu endokrin

Data tidak tersedia

12.7 Efek merugikan lainnya

Efek biologik:
Efek berbahaya akibat perubahan pH.
Dapat membakar kulit (kaustik) walaupun dalam bentuk encer.
Pelepasan ke lingkungan harus dihindarkan.

Millipore- 1.00063

Halaman 9 dari 11

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in the US and Canada



BAGIAN 13: Pembuangan limbah**13.1 Metode penanganan limbah****Produk**

Lihat www.retrologistik.com untuk mengetahui proses pengembalian bahan kimia dan wadah, atau hubungi kami di sana jika Anda memiliki pertanyaan lebih lanjut.

BAGIAN 14: Informasi pengangkutan**14.1 Nomor PBB**

ADR/RID: 2789

IMDG: 2789

IATA: 2789

14.2 Nama pengapalan yang sesuai berdasarkan PBB

ADR/RID: ACETIC ACID, GLACIAL

IMDG: ACETIC ACID, GLACIAL

IATA: Acetic acid, glacial

14.3 Kelas bahaya transportasi

ADR/RID: 8 (3)

IMDG: 8 (3)

IATA: 8 (3)

14.4 Kelompok pengemasan

ADR/RID: II

IMDG: II

IATA: II

14.5 Bahaya lingkungan

ADR/RID: Tidak

IMDG Bahan pencemar laut:
Tidak

IATA: Tidak

14.6 Tindakan kehati-hatian khusus bagi pengguna

Data tidak tersedia

BAGIAN 15: Peraturan Perundang - undangan**15.1 Regulasi tentang lingkungan, kesehatan dan keamanan untuk produk tersebut**

Lembar data keselamatan ini taat pada persyaratan Peraturan (UE) No. 1907/2006.

Perundang-undangan nasional

Seveso III: Arahan Parlemen Eropa dan Dewan : CAIRAN MUDAH MENYALA
Nomor 2012/18/EU tentang kontrol bahaya
kecelakaan utama yang melibatkan bahan
berbahaya.

Peraturan-peraturan lain

Perhatikan peraturan Dir 94/33/EC mengenai perlindungan kaum muda dalam pekerjaan.

15.2 Asesmen Keselamatan Kimia

Asesmen Keamanan Bahan Kimia telah dilaksanakan untuk bahan ini.

BAGIAN 16: Informasi lain**Teks Pernyataan-H penuh mengacu pada bagian 2 dan 3.**

H226

Cairan dan uap mudah menyala.

H314

Menyebabkan kulit terbakar yang parah dan kerusakan mata.

Millipore- 1.00063

Halaman 10 dari 11

The life science business of Merck operates as MilliporeSigma in
the US and Canada



H315	Menyebabkan iritasi kulit.
H318	Menyebabkan kerusakan mata yang serius.
H319	Menyebabkan iritasi mata yang serius.

Informasi lebih lanjut

Informasi di atas diyakini benar namun tidak diakui termasuk semua dan akan digunakan sebagai panduan saja. Informasi dalam dokumen ini didasarkan pada status pengetahuan kami yang ada dan berlaku pada produk terkait dengan tindakan pencegahan untuk keselamatan yang sesuai. Ini tidak mewakili setiap jaminan properti produk. Sigma-Aldrich Corporation dan Afiliasinya tidak akan bertanggung jawab atas semua kerusakan yang disebabkan oleh penanganan atau kontak dengan produk di atas. Lihat www.sigma-aldrich.com dan/atau sisi belakang faktur atau slip pengemasan untuk syarat dan ketentuan penjualan tambahan. _x000D_

Copyright 2020 Sigma-Aldrich Co LLC. Lisensi yang diberikan untuk membuat salinan kertas terbatas untuk penggunaan internal saja.

Merek di header dan/atau footer dokumen ini untuk sementara tidak sesuai secara visual dengan produk yang dibeli karena kami sedang berada dalam transisi merek kami. Namun, semua informasi di dokumen terkait produk tetap tidak berubah dan sesuai dengan produk yang dipesan. Untuk informasi lebih lanjut, mohon hubungi mlsbranding@sial.com.



LAMPIRAN 2

NERACA MASSA DAN ENERGI

L2.1 Informasi Umum

L2.1.1 Basis Perhitungan

Basis kapasitas	: Produk
Kapasitas pabrik	: 5000 ton/tahun
Sifat operasional	: Kontinyu
Operasional pabrik	
Jumlah hari	: 330 hari/tahun
Jumlah jam	: 24 jam/hari
Kapasitas proses produksi	: $5000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$ = 631,313 kg/jam
Basis massa produk	: 1000 kg
Produk yang dihasilkan	: 631,313 kg <i>Aspirin</i> / 932 kg Bahan Baku
Total bahan baku yang dibutuhkan	: 944,4 kg/jam

L2.1.2 Komposisi massa bahan baku dan produk

$$\% \text{ massa} = \frac{\text{Laju alir bahan masuk/keluar}}{\text{Total bahan masuk}} \times 100\%$$

Tabel L.2. 1 Komposisi Massa Bahan Baku

Komponen	Laju alir bahan baku masuk (kg/h)	% Massa
Asam Salisilat	488,68	52
Asetat Anhidrat	360,81	38
Kalsium oksida	94,91	10
Total	944,41	100

Tabel L.2. 2 Komposisi Massa Produk

Komponen	Laju alir bahan baku masuk (kg/h)	% Massa
Asam Asetil Salisilat	621,57	98,4
Asetat Anhidrat	9,10	1,44
Kalsium oksida	0,631	0,1
Total	631,313	100

L2.1.3 Properti Bahan

Tabel L.2. 3 Berat Molekul Bahan pada Proses Produksi Aspirin

Komponen	BM (kg/mol)
Asam asetil Salisilat	180
Asam Salisilat	138
Asetat Anhidrat	102
Kalsium Oksida	56
Kalsium Asetat	158
Water	18
Asam Asetat	60,05

Tabel L.2. 4 Panas Spesifik Bahan pada Proses Produksi Aspirin

Element	Liquid	Solid
C	11,7	7,5
H	18	9,6
B	19,7	11,3
Si	24,3	15,9
O	25,1	16,7
F	29,3	20,9
P & S	31	22,6
Other	33,5	26

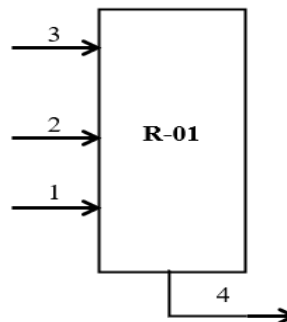
Tabel L.2. 5 Properti Fisik dan Kimia Bahan pada Proses Produksi Aspirin

Komponen	ρ	μ	κ	ΔH_f^0
Asam Salisilat	1440			-585,3
Asetat Anhidrat	1085	0,91	0,2372	-625
Kalsium Oksida	3340			-635
Kalsium Asetat	1740			-1479,5
Asam Asetil Salisilat	1350	5,31		-758,19
Air	1000	18,50	0,11	-285,83
Asam Asetat	1050	1,16	0,2234	

ρ = densitas (kg/m^3); μ = viskositas (cP), κ = konduktivitas termal (W/m.K); ΔH_f = panas pembentukan (kJ/mol)

L2.2 Reaktor RATB (R-01)

L2.2.1 Diagram Alir Reaktor



Gambar L.2. 1 Diagram Alir Neraca Massa Proses Reaktor

L2.2.2 Neraca Mol Reaksi

Reaksi 1

Parameter Reaksi 1

Reaktan pembatas : Kalsium Oksida
 Konversi : 98% terhadap reaktan pembatas pada 70°C
 Rasio Reaktan : 1,69 x konversi 98%
 : 1,66 kmol/jam

Mula-mula

$$\begin{aligned}\text{Asam Salisilat (C}_7\text{H}_6\text{O}_3) &= \text{Jumlah massa masuk / Berat molekul} \\ &= 488,68 \text{ kg/jam} / 138 \text{ kmol/kg} \\ &= 3,54 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Asetat Anhidrat (C}_4\text{H}_6\text{O}_3) &= \text{Jumlah massa masuk / Berat molekul} \\ &= 360,81 \text{ kg/jam} / 102 \text{ kmol/kg} \\ &= 3,53 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kalsium Oksida (CaO)} &= \text{Jumlah massa masuk / Berat molekul} \\ &= 94,91 \text{ kg/jam} / 56 \text{ kmol/kg} \\ &= 1,69 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

Reaksi

$$\begin{aligned}\text{Asam Salisilat (C}_7\text{H}_6\text{O}_3) &= 1,66 \text{ kmol/jam} \times \text{Koefisien Asam Salisilat (C}_7\text{H}_6\text{O}_3) \\ &= 1,66 \text{ kmol/jam} \times (1/0,5) \\ &= 3,32 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Asetat Anhidrat (C}_4\text{H}_6\text{O}_3) &= 1,66 \text{ kmol/jam} \times \text{koefisien Asetat Anhidrat (C}_4\text{H}_6\text{O}_3) \\ &= 1,66 \text{ kmol/jam} \times (1/0,5) \\ &= 3,32 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kalsium Oksida (CaO)} &= 1,69 \text{ kmol/jam} \times \text{Konversi 98\%} \\ &= 1,66 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Asam Asetil Salisilat (C}_9\text{H}_8\text{O}_4) &= 1,66 \text{ kmol/jam} \times \text{Koefisien Asam Asetil Salisilat} \\ &\quad \text{(C}_9\text{H}_8\text{O}_4) \\ &= 1,66 \text{ kmol/jam} \times (1/0,5) \\ &= 3,32 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Kalsium Asetat (C}_4\text{H}_6\text{O}_4) = 1,66 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Air (H}_2\text{O)} = 1,66 \text{ kmol/jam}$$

Sisa Reaksi

$$\text{Asam Salisilat (C}_7\text{H}_6\text{O}_3) = (3,54 - 3,32) \text{ kmol/jam} = 0,22 \text{ kmol/jam}$$

Asetat Anhidrat ($C_4H_6O_3$) = $(3,54 - 3,32)$ kmol/jam = 0,22 kmol/jam

Kalsium Oksida (CaO) = $(1,69 - 1,66)$ kmol/jam = 0,03 kmol/jam

Asam Asetil Salisilat ($C_9H_8O_4$) = 3,32 kmol/jam

Kalsium Asetat ($C_4H_6O_4$) = 1,66 kmol/jam

Air (H_2O) = 1,66 kmol/jam

kmol/jam	$C_7H_6O_3$	$+ C_4H_6O_3$	$+ \frac{1}{2} CaO$	$\rightarrow C_9H_8O_4$	$+ \frac{1}{2} C_4H_6O_4Ca$	$+ \frac{1}{2} H_2O$
Awal	3,54	3,54	1,69	0	0	0
Reaksi	3,32	3,32	1,66	3,32	1,66	1,66
Sisa	0,22	0,22	0,03	3,32	1,66	1,66

L2.2.3 Neraca Massa Reaktor RATB

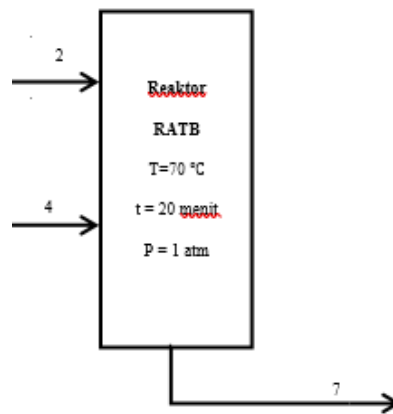
Tabel L.2. 6 Ringkasan Neraca Massa Reaktor RATB

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Aliran 1	Aliran 2	Aliran 3	Aliran 4
Asetat Anhidrat	360,81	-	-	21,97
Kalsium Oksida	-	94,91	-	1,90
Asam Salisilat	-	-	488,69	30,25
Asam	-	-	-	597,96
Asetilsalisilat				
Kalsium Asetat	-	-	-	262,44
Air	-	-	-	29,90
Sub Total	356,11	93,68	482,32	932
Total	944		944	

L2.2.4 Neraca Energi Reaktor

Temperatur aliran masuk = 70 °C

Temperatur aliran keluar = 70 °C



Gambar L.2. 2 Diagram Energi Reaktore (R-01)

Reaksi 1

$$\Delta H_f \text{ Reaktan} = H_f \text{ Reaktan} \times \text{mol Reaksi}$$

ΔH_f Reaktan

$$\begin{aligned}\Delta H_f \text{ Asam Salisilat (C}_7\text{H}_6\text{O}_3) &= -585,3 \text{ kJ/kmol} \times 3,54 \text{ kmol/jam} \\ &= -1943,196 \text{ kJ/jam} \\ \Delta H_f \text{ Asetat Anhidrat (C}_4\text{H}_6\text{O}_3) &= -625 \text{ kJ/kmol} \times 3,54 \text{ kmol/jam} \\ &= -2075 \text{ kJ/jam} \\ \Delta H_f \text{ Kalsium Oksida (CaO)} &= -635 \text{ kJ/kmol} \times 1,69 \text{ kmol/jam} \\ &= -1054,249 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

$$\Delta H_f \text{ Produk} = H_f \text{ Produk} \times \text{mol Reaksi}$$

ΔH_f Produk

$$\begin{aligned}\Delta H_f \text{ Aspirin (C}_9\text{H}_8\text{O}_4) &= -758,19 \text{ kJ/kmol} \times 3,32 \text{ kmol/jam} \\ &= -2517,19 \text{ kJ/jam} \\ \Delta H_f \text{ Kalsium Asetat (C}_4\text{H}_6\text{O}_4\text{Ca)} &= -1479,5 \text{ kJ/kmol} \times 1,66 \text{ kmol/jam} \\ &= -2455,97 \text{ kJ/jam} \\ \Delta H_f \text{ Air (H}_2\text{O)} &= -285 \text{ kJ/kmol} \times 1,66 \text{ kmol/jam} \\ &= -474,477 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

ΔH_r

$$\begin{aligned}\Delta H_r &= \Delta H_f \text{ Produk} - \Delta H_f \text{ Reaktan} \\ &= [(\Delta H_f (\text{C}_9\text{H}_8\text{O}_4) + \Delta H_f (\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_4\text{Ca}) + \Delta H_f (\text{H}_2\text{O})) - (\Delta H_f (\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_3) + \Delta H_f (\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3) + \Delta H_f (\text{CaO}))] \\ &= [(-2517,19 + (-2455,97) + (-474,477)) - (-1943,196 + (-2075) + (-1054,249))] \text{ kJ/jam} \\ &= [-5447,64 - (-5072,45)] \text{ kJ/jam} \\ &= -375,193 \text{ kJ/jam}\end{aligned}$$

Tabel L.2. 7 Diagram Alir Neraca Energi Reaktor

Komponen	Reaktan			Produk		
	n terpakai (kmol/h)	DH _f * (kJ/kmol)	DH _f (kJ/h)	n dihasilkan (kmol/h)	DH _f * (kJ/kmol)	DH _f (kJ/h)
Asam Salisilat	3,54	-585,3	-1943,196	-	-	-
Asetat Anhidrat	3,54	-625	-2075	-	-	-
Kalsium Oksida	1,69	-635	-1054,249	-	-	-
Aspirin	-	-	-	3,32	-758,19	-2517,19
Kalsium Asetat	-	-	-	1,66	-1479,5	-2455,97
Air	-	-	-	1,66	-285,83	-474,477
DH _f reaktan			-5072,45	DH _f produk		
			DH _R (kJ/h)			
			-375,19			
			Q pemanas (kJ/h)			
			13766,97			

Panas yang masuk ke reaktor R-001

H_{in} = H aliran 13 + Haliran 15

$$= n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_7H_6O_3 dT + n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_4H_6O_3 dT + n \int_{298,15}^{343,15} C_p CaO dT$$

$$H C_6H_6O = \int_{298,15}^{343,15} C_p C_7H_6O_3 dT$$

$$\int_{298,15}^{343,15} C_p C_7H_6O_3 dT = 160,2 \times (343,15 K - 298,15 K)$$

$$H^* C_7H_6O_3 = 7209 \frac{J}{mol} = 7209 KJ/kmol$$

$$n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_7H_6O_3 dT = n \times C_p dT$$

$$H C_7H_6O_3 = 3,54 \frac{kmol}{jam} \times 7209 \frac{KJ}{kmol} = 25528,73 KJ/jam$$

$$H C_4H_6O_3 = \int_{298,15}^{343,15} C_p C_4H_6O_3 dT$$

$$= [251,4 (343,15 - 298,15)] J/mol K$$

$$H^*C_4H_6O_3 = 11313 \frac{J}{mol} = 11313 \text{ Kj/kmol}$$

$$n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_4H_6O_3 dT = n \times C_p dT$$

$$H C_4H_6O_3 = 3,54 \frac{kmol}{jam} \times 11313 \frac{Kj}{kmol} = 40018,25 \text{ kj/jam}$$

$$H CaO = \int_{298,15}^{343,15} C_p CaO dT$$

$$= [42,7 (343,15 - 298,15)] J/mol K$$

$$H^*CaO = 1921,5 \frac{J}{mol} = 1921,5 \text{ Kj/kmol}$$

$$n \int_{298,15}^{343,15} C_p CaO dT = n \times C_p dT$$

$$H CaO = 1,69 \frac{kmol}{jam} \times 1921,5 \frac{Kj}{kmol} = 3256,75 \text{ kj/jam}$$

Maka total panas yang masuk ke Reaktor R-001 adalah :

$$H_{in} = \text{Haliran 13} + \text{Haliran 15} = H C_7H_6O_3 + C_4H_6O_3 + CaO$$

$$= (25528,73 + 40018,25 + 3256,75) \text{ kJ/jam}$$

$$= 68803,73 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang keluar dari reaktor R-002

$$H_{out} = \text{Haliran 16}$$

$$= n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_7H_6O_3 dT + n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_4H_6O_3 dT + n \int_{298,15}^{343,15} C_p CaO dT +$$

$$n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_9H_8O_4Ca dT + n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_4H_6O_4Ca dT + n \int_{298,15}^{343,15} C_p H_2O dT$$

$$H C_6H_6O = \int_{298,15}^{343,15} C_p C_7H_6O_3 dT$$

$$\int_{298,15}^{343,15} C_p C_7H_6O_3 dT = 160,2 \times (343,15 \text{ K} - 298,15 \text{ K})$$

$$H^*C_7H_6O_3 = 7209 \frac{J}{mol} = 7209 \text{ Kj/kmol}$$

$$n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_7H_6O_3 dT = n \times C_p dT$$

$$H C_7H_6O_3 = 0,22 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 7209 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 1580,45 \text{ kJ/jam}$$

$$H C_4H_6O_3 = \int_{298,15}^{343,15} C_p C_4H_6O_3 dT$$

$$= [251,4 (343,15 - 298,15)] \text{ J/mol K}$$

$$H^* C_4H_6O_3 = 11.313 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 11.313 \text{ KJ/kmol}$$

$$n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_4H_6O_3 dT = n \times C_p dT$$

$$H C_4H_6O_3 = 0,22 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 11.313 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 2436,47 \text{ kJ/jam}$$

$$H CaO = \int_{298,15}^{343,15} C_p CaO dT$$

$$= [42,7 (343,15 - 298,15)] \text{ J/mol K}$$

$$H^* CaO = 1921,5 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 1921,5 \text{ KJ/kmol}$$

$$n \int_{298,15}^{343,15} C_p CaO dT = n \times C_p dT$$

$$H CaO = 0,03 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 1921,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 65,13 \text{ kJ/jam}$$

$$H C_9H_8O_4 = \int_{298,15}^{343,15} C_p C_9H_8O_4 dT$$

$$= [211,1 (343,15 - 298,15)] \text{ J/mol K}$$

$$H^* C_9H_8O_4 = 9499,5 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 9499,5 \text{ KJ/kmol}$$

$$n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_9H_8O_4 dT = n \times C_p dT$$

$$= H_{C_9H_8O_4} = 3,32 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 9499,5 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 31557,32 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{C_4H_6O_4Ca} = \int_{298,15}^{343,15} C_p C_4H_6O_4Ca \, dT$$

$$= [180,4 (343,15 - 298,15)] \text{ J/mol K}$$

$$H^*_{C_4H_6O_4Ca} = 8118 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 8118 \text{ KJ/kmol}$$

$$n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_4H_6O_4Ca \, dT = n \times C_p \, dT$$

$$= H_{C_4H_6O_4Ca} = 1,66 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 8118 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 13483,99 \text{ kJ/jam}$$

$$H_{H_2O} = \int_{298,15}^{343,15} C_p H_2O \, dT$$

$$\int_{298}^{373} C_p H_2O \, dT = A (T_2 - T_1) + \frac{B}{2} (T_2^2 - T_1^2) + \frac{C}{3} (T_2^3 - T_1^3) + \frac{D}{4} (T_2^4 - T_1^4)$$

$$= \left[92,0530000 (343,15 - 298,15) + \frac{-0,0399000}{2} (343,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,0002110}{3} (373,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,0000005}{4} (343,15^4 - 298,15^4) \right] \text{ J/mol K}$$

$$H^*_{H_2O} = 3334,24 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 3334,24 \text{ KJ/kmol}$$

$$n \int_{298,15}^{343,15} C_p H_2O \, dT = n \times C_p \, dT$$

$$= H_{H_2O} = 1,66 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 3334,24 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 5538,18 \text{ kJ/jam}$$

Maka total panas yang keluar dari Reaktor R-002 adalah :

$$H_{out} = \text{Haliran 16}$$

$$= H_{C_7H_6O_3} + H_{C_4H_6O_3} + H_{CaO} + H_{C_9H_8O_4} + H_{C_4H_6O_4Ca} + H_{H_2O}$$

$$= (1580,45 + 2436,47 + 65,13 + 31557,32 + 13483,99 + 5538,18) \text{ kJ/jam}$$

$$= 54661,56 \text{ kJ/jam}$$

Tabel L.2. 8 Panas Reaksi di Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk			Keluar		
	n	Cpdt	H	n	Cpdt	H
Asam Salisilat	3,54	7209	25528,73	0,22	7209	1580,45
Asetat Anhidrat	3,54	11313	40018,24	0,22	11313	2436,47
Kalsium Oksida	1,69	1921,5	3256,74	0,03	1921,5	65,13
Aspirin	-	-	-	3,32	9499,5	31557,32
Kalsium Oksida	-	-	-	1,66	8118	13483,99
Air				1,66	3334,24	5538,18
	Total Entalpi Masuk (H_{in})		67907,76	Total Entalpi Keluar (H_{out})		54661,56

n = mol komponen (kmol/h); H^* = entalpi spesifik komponen (kJ/kmol); H = entalpi total komponen (kJ/h)

Kalkulasi Neraca Energi Reaktor

Tujuan: untuk menentukan apakah reaktor membutuhkan sistem pendingin

$$H_{in} + \Sigma Q_{reaksi} + Q = H_{out}$$

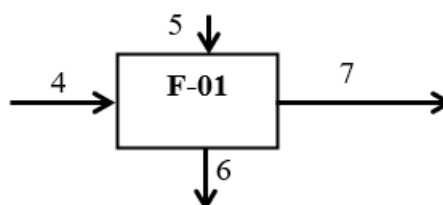
$$67907,76 - 375,19 + Q = 54661,56$$

$$Q = 13766,97 \text{ kJ/h}$$

Tanda negatif pada nilai Q menunjukkan bahwa, untuk menjaga temperatur keluaran reaktor tetap di nilai 70°C maka Reaktor R-101 harus dilengkapi dengan sistem pendingin yang membuang panas dari reaktor sebesar 13766,97 **kJ/h**. Besaran nilai panas yang harus dilepaskan dari reaktor ini kemudian digunakan untuk menghitung kebutuhan air pendingin yang rinciannya akan dijabarkan pada Lampiran 3.

L2.3 Rotary Vacum Filter (F-01)

L2.3.1 Diagram Alir Proses Rotary Vacum Filter



Gambar L.2. 3 Diagram Alir Massa Rotary Vacum Filter

L2.3.2 Spesifikasi Proses Rotary Vacum Filter

Produk yang ingin diambil: Cake

Cake = Aspirin 597,96 kg/jam

Recovery senyawa yang difiltrasi: 98% dari total massa senyawa di feed

Asumsi solvent pencuci (Asam Asetat) = 1:2 dari total keluaran reaktor

Total keluaran reaktor = 944 kg/jam

Solvent pencuci (Asam Asetat) = 944 kg/jam x 2 = 1888 kg/jam

Asumsi komponen produk filtrat yang terikut = 0%

$$= 0\% \times 597,96 \text{ kg/jam} = 0 \text{ kg/jam}$$

Filtrat yang terikut dari cake = 2 % dari cake

$$= 2\% \times 597,96 \text{ kg/jam}$$

$$= 11,95 \text{ kg/jam}$$

Jumlah Filtrat = Total keluaran reaktor – jumlah cake + filtrat yang terikut cake

$$= 944 \text{ kg/jam} - 597,96 \text{ kg/jam} + 11,95 \text{ kg/jam}$$

$$= 358 \text{ kg/jam}$$

Tabel L.2. 9 Komponen Filtrat Rotary Vacum

Komponen Filtrat	Kmol/h	%Massa
Asam salisilat	30,25 kg/j	7%
asetat anhidrat	21,96 kg/j	5,21%
kalsium oksida	1,90 kg/j	0,21%
kalsium asetat	262,43 kg/j	78,42%
air	29,89 kg/j	8,93%
total	346,456 kg/j	100,000

Asam salisilat dalam cake = filtrat yang terikut x % asam salisilat masuk

$$= (0 \text{ kg/jam} \times 30,25 \text{ kg/jam}) / (358 \text{ kg/jam})$$

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

Asam salisilat dalam filtrat = filtrat yang Asam Salisilat - Asam salisilat dalam cake

$$= 30,25 \text{ kg/jam} - 0 \text{ kg/jam}$$

$$= 30,25 \text{ kg/jam}$$

Asetat Anhidrat dalam cake = filtrat yang terikut x % Asetat Anhidrat

$$= (0 \text{ kg/jam} \times 21,96 \text{ kg/jam}) / (358 \text{ kg/jam})$$

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

Asetat Anhidrat dalam filtrat = filtrat yang Asetat Anhidrat – Asetat Anhidrat dalam cake

$$= 21,96 \text{ kg/jam} - 0 \text{ kg/jam}$$

$$= 21,96 \text{ kg/jam}$$

Kalsium Oksida dalam cake = filtrat yang terikut x % Kalsium Oksida

$$= (0 \text{ kg/jam} \times 0,70 \text{ kg/jam}) / (346 \text{ kg/jam})$$

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

Kalsium Oksida dalam filtrat = filtrat yang Kalsium Okida– Kalsium Oksida dalam cake

$$= 1,90 \text{ kg/jam} - 0 \text{ kg/jam}$$

$$= 1,90 \text{ kg/jam}$$

Kalsium Asetat dalam cake = filtrat yang terikut x % Kalsium Asetat

$$= (11,95 \text{ kg/jam} \times 262,43 \text{ kg/jam}) / (358 \text{ kg/jam})$$

$$= 8,75 \text{ kg/jam}$$

Kalsium Asetat dalam filtrat = filtrat yang Kalsium Asetat– Kalsium Asetat dalam cake

$$= 262,43 \text{ kg/jam} - 8,75 \text{ kg/jam}$$

$$= 253,68 \text{ kg/jam}$$

Air dalam cake = filtrat yang terikut x % Air

$$= (11,95 \text{ kg/jam} \times 29,89 \text{ kg/jam}) / (358 \text{ kg/jam})$$

$$= 1 \text{ kg/jam}$$

Air dalam filtrat = filtrat yang Air– Air dalam cake

$$= 29,89 \text{ kg/jam} - 1 \text{ kg/jam}$$

$$= 28,90 \text{ kg/jam}$$

L2.3.3 Neraca Massa Rotary Vacum Filter

Tabel L.2. 10 Ringkasan Neraca Massa Rotary Vacum Filter

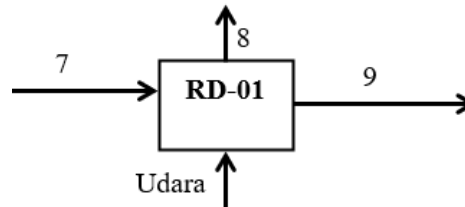
Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
	Aliran 4	Aliran 5	Aliran 6	Aliran 7
Asetat Anhidrat	21,97	-	21,97	-
Kalsium Oksida	1,90	-	1,90	-
Asam Salisilat	30,25	-	30,25	-
Asam Asetilsalisilat	597,96	-	-	597,96
Kalsium Asetat	262,44	-	253,68	8,75
Asam Asetat	-	1889	1889	-
Air	29,90	-	28,90	1
Sub Total	944	1889	2225,53	607,714
Total	2833		2833	

L2.3.4 Neraca Energi Proses Filtrasi

Pada *rotary vacuum filter* tidak terjadi perubahan entalpi maka tidak memerlukan perhitungan neraca energi.

L2.4 Unit Rotary Dry (RD-01)

L2.4.1 Diagram Alir Proses Pengeringan Rotary dry



Gambar L.2. 4 Diagram Alir Neraca Massa Rotary Dry

L2.4.2 Spesifikasi Proses Pengeringan

Kadar air awal padatan: 3,2%

Kadar air akhir padatan: 0,1%

Metode pengeringan: Udara Pengeri

M udara : 20.971,4 kg/jam berdasarkan dari perhitungan NE

Tabel L.2. 11 Feed Masuk Rotary Dry

Feed masuk :	
Komponen	berat (kg/j)
Asam Salisilat	0
Asetat Anhidrat	0
Kalsium Oksida	0
Aspirin	597,96
Kalsium Asetat	8,75
Air	1
Total	608

Asumsi kehilangan solid = 1% (Ludwig : 165)

Produk solid = Berat solid – Kehilangan solid

Tabel L.2. 12 Produk Solid Rotary Dry

Komponen	Solid (Kg/J)	Kehilangan Solid (Kg/J)	Produk Solid (Kg/J)
Asam Salisilat	0	0	0
Asetat Anhidrat	0	0	0
Kalsium Oksida	0	0	0

Asam Asetil Salisilat	597,96	5,97	591,98
Kalsium Asetat	8,75	0,09	8,66
Total	606,717	6,067	600,649

Kadar H₂O pada produk solid= maksimum 0,1%

(Lianyungang)Maka kadar produk solid = 99,90%

Berat produk solid = 600,649 kg

Berat akhir produk solid = 600,649 x (100/99,9) = 601,25 kg

Berat air pada produk solid = Berat akhir produk solid – Berat produk solid

= 601,25 - 600,649

= 0,601 kg

Berat air pada feed = 1 kg

Berat air yang menguap = 1 - 0,601 = 0,4 kg

L2.4.3 Neraca Massa Rotary Dry

Tabel L.2. 13 Ringkasan Neraca Massa Rotary Dry

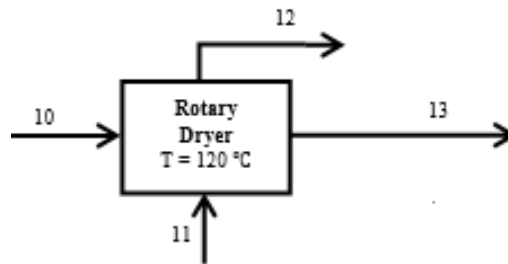
Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	Aliran 7	Aliran 8	Aliran 9
Asetat Anhidrat	-	-	-
Kalsium Oksida	-	-	-
Asam Salisilat	-	-	-
Asam Asetilsalisilat	597,96	5,97	591,980
Kalsium Asetat	8,75	0,090	8,66
Udara	-	-	-
Air	1	0,40	0,6
Sub Total	607,714	6,46	601
Total	608	608	

L2.4.4 Neraca Energi Rotary Dryer

Tujuan: menghitung massa udara yang dibutuhkan untuk menghilangkan air dari padatan, yang jumlahnya telah dihitung pada bagian neraca massa.

Temperatur udara pengering : 120 °C

Relative humidity: 95 %



Gambar L.2. 5 Diagram Alir Neraca Energi Rotary Dry

Tahap 1 Entalpi bahan masuk

T bahan masuk = 70 °C

Tabel L.2. 14 Entalpi Bahan Masuk Rotary Dry

Komponen	m (kg/h)	Berat Molekul	n (kmol/J)	H*	H masuk
Asam Salisilat	0	138	0	7209	0
Asetat Anhidrat	0	102	0	11313	0
Kalsium Oksida	0	56	0	1922	0
Aspirin	598	180	3,320361805	9500	31557
Kalsium Asetat	9	158	0,057287284	8118	450
Air	1	18	0,057287284	1616	90
Total	608			19233	32097

Tahap 2 Entalpi keluar bahan kering

T bahan keluar = 100 °C

Tabel L.2. 15 Entalpi Bahan Keluar Kering Rotary Dry

Komponen	m (kg/h)	Berat Molekul	n (kmol/J)	H*	H keluar
asam salisilat	0	138	0	12015	0
asetat anhidrat	0	102	0	18855	0
kalsium oksida	0	56	0	3203	0
Aspirin	592	180	3,287158187	15833	52070
kalsium asetat	9	158	0,056714411	13530	742
air	1	18	0,033402811	2693	89,9
Total	601				52902

Entalpi campuran keluar bahan kering

T bahan = 100 °C

Tabel L.2. 16 Entalpi Campuran Keluar Bahan Kering Rotary Dry

Komponen	m (kg/h)	Berat Molekul	n (kmol/J)	H*	Q keluar
asam salisilat	0	138	0	13617	0
asetat anhidrat	0	102	0	21369	0
kalsium oksida	0	56	0	3629,5	0
Aspirin	5,976	180	0,033203618	17943,5	596,08
kalsium asetat	0,09	158	0,000572873	15334	8,5
air	0,39	18	0,023884473	3051,5	67,19
Total	6,464				671,77

Kebutuhan Udara Pemanas untuk Rotary Dryer RD-101

T_{in} udara = 120°C

T_{out} udara = 100°C

T_{in} kristal basah = 70°C

T_{out} kristal kering = 100°C

Neraca energi total :

$$H_{\text{masuk}} = H_{\text{keluar}}$$

$$H_{\text{bahan masuk}} + H_{\text{udara masuk}} = H_{\text{bahan keluar}} + H_{\text{udara keluar}}$$

$$32097 + 527n = 74511 + 468n$$

$$(527-468) n_{\text{udara}} = (74511 - 32097)$$

$$59 \times n_{\text{udara}} = 42414$$

$$n_{\text{udara}} = \frac{42414}{59}$$

$$= 714 \text{ mol}$$

$$m_{\text{udara}} = n_{\text{udara}} \times \text{BM}_{\text{udara}}$$

$$= 714 \text{ mol} \times 28,84 \text{ kg/mol}$$

$$= 20.606 \text{ kg/jam}$$

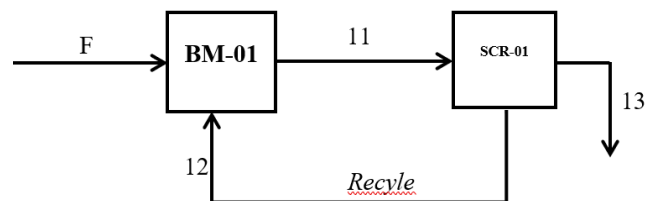
Neraca Energi total

Tabel L.2. 17 Neraca Energi Total Rotary Dry

Komponen *Kristal basah	H Masuk kJ/jam	Komponen *Kristal kering	H Keluar kJ/jam
asam salisilat	0	asam salisilat	0
asetat anhidrat	0	asetat anhidrat	0
kalsium oksida	0	kalsium oksida	0
Aspirin	31557	Aspirin	52069,59
kalsium asetat	450	kalsium asetat	7742,37
air	89,5	air	89,94
Total	32096,8	52902	
* Q Udara Panas		*Q drying	
Udara	376511	asam salisilat	0
		asetat anhidrat	0
		kalsium oksida	0
		Aspirin	596
		kalsium asetat	7,9
		air	21004
		udara	334097
		Total	355705
Subtotal	408607	408607	

L2.5 Neraca Massa Unit Ball Mill (BM-01)

L2.5.1 Diagram Alir Proses Ball mill



Gambar L.2. 6 Diagram Alir Neraca Massa Ball Mill

L2.5.2 Spesifikasi Proses Ball mill

Neraca massa total : Feed masuk + Recycle = Feed keluar

$$F + R = F'$$

$$F' = P + R$$

$$P = F' - R$$

Tabel L.2. 18 Feed Masuk Ball Mill

Feed masuk	
komponen	Massa (kg/jam)
asam asetil salisilat	591,98
kalsium asetat	8,70
air	0,601
total	601,251

Asumsi ukuran yang tidak sesuai (reject) = 5% (Perry 6ed ; 21-14)

Bahan dengan ukuran sesuai = 95 %

Neraca massa total : Feed masuk + Recycle = Feed keluar

$$F + R = F'$$

$$R = 5\% F \text{ (Recycle = 5\% feed masuk)}$$

$$F + 5\% F = F'$$

$$F = 601,251 \text{ kg}$$

$$R = 5\% F = 5\% \times 601,251 \text{ kg} = 30,063 \text{ kg}$$

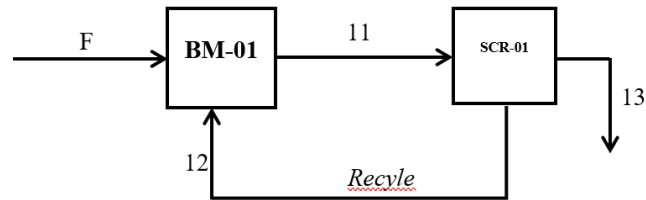
$$F' = F + R = 601,251 + 30,063 = 631,313 \text{ kg}$$

Tabel L.2. 19 Neraca Massa Ball Mill

Komponen	Masuk (kg/jam)		Keluar kg/jam
	Aliran 11	Aliran 12	Aliran 13
Asetat Anhidrat	-	-	-
Kalsium Oksida	-	-	-
Asam Salisilat	-	-	-
Asam Asetilsalisilat	591,980	29,599	621,579
Kalsium Asetat	8,669	0,433	9,103
Udara	-	-	-
Air	0,60	0,030	0,631
Sub Total	601,251	30,063	631,313
Total	631,313		631,313

L2.6 Neraca Massa Screen (SCR-01)

L2.6.1 Diagram Alir Proses Screen



Gambar L.2. 7 Diagram Alir Neraca Massa Proses Screen

L2.6.2 Spesifikasi Proses Screen

Neraca massa total : Feed masuk + Recycle = Feed keluar

$$F + R = F'$$

$$F' = P + R$$

$$P = F' - R$$

Tabel L.2. 20 Feed Masuk Screen

Feed masuk	
komponen	Massa (kg/jam)
asam asetil salisilat	621,579
kalsium asetat	9,103
air	0,631
Total	631,313

Berdasarkan perhitungan pada ball mill :

Neraca massa total :

$$F' = R + P$$

$$631,313 = 30,063 + P$$

$$P = 631,313 - 30,063 = 601,251\text{kg}$$

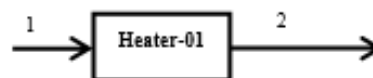
Tabel L.2. 21 Neraca Massa Screen

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar kg/jam	
	Aliran 11	Aliran 12	Aliran 13
Asetat Anhidrat	-	-	-

Kalsium Oksida	-	-	-
Asam Salisilat	-	-	-
Asam Asetilsalisilat	621,579	591,980	29,599
Kalsium Asetat	9,103	8,669	0,433
Udara	-	-	-
Air	0,631	0,601	0,030
Sub Total	631,313	601,251	30,063
Total	631,313	631,313	

L2.7 Heat Exchanger (HE-01)

L2.7.1 Diagram Alir Proses



Gambar L.2. 8 Diagram Alir Proses Neraca Energi Heater (HE-01)

L2.7.2 Spesifikasi Proses Pertukaran Panas

Temperatur masuk fluida : 32°C

Temperatur keluar fluida : 70 °C

Panas yang masuk ke Heater (E-001) :

$$H_{in} = H_{aliran1} = n \int_{298,15}^{305,15} C_p C_4H_6O_3 dT$$

$$H C_4H_6O_{33} = \int_{298,15}^{305,15} C_p C_4H_6O_3 dT$$

$$\int_{298,15}^{305,15} C_p C_4H_6O_3 dT = A (T_2 - T_1)$$

$$= 251,4(305,15 - 298,15)$$

$$H^* C_4H_6O_{33} = 1760 \frac{J}{mol} 1760 \text{ Kj/kmol}$$

$$n \int_{298,15}^{305,15} C_p C_4H_6O_3 dT = n \times C_p dT$$

$$H_{in} = H_{aliran1} = H C_4H_6O_3 = 3,49 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 1760 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 6144 \text{ kJ/jam}$$

Maka panas yang masuk ke heater (E-001) adalah 6144 kJ/jam

Panas yang keluar dari Heater (E-001) :

$$H_{out} = H_{aliran2} = n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_4H_6O_3 dT$$

$$H C_p C_4H_6O_3 = \int_{298,15}^{343,15} C_p C_4H_6O_3 dT$$

$$= 251,4(343,15 - 298,15) \text{ J/mol K}$$

$$H^* C_4H_6O_3 = 11313 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 11313 \text{ KJ/kmol}$$

$$n \int_{298,15}^{343,15} C_p C_4H_6O_3 dT = n \times C_p dT$$

$$H_{out} = H_{aliran2} = H C_4H_6O_3 = 3,49 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 11313 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}} = 39497 \text{ kJ/jam}$$

Maka panas yang keluar dari heater (E-001) adalah 39497,13 kJ/jam

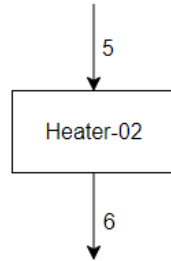
$$\begin{aligned} Q &= H_{out} - H_{in} \\ &= 39497 - 6144 \\ &= 33353,13 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel L.2. 22 Neraca Energi Heater (HE-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Asetat anhidrat	6.144,00	39.497,13
Q pemanas	33.353,13	
Total	39.497,13	39.497,13

L2.8 Heat Exchanger (HE-02)

L2.8.1 Diagram Alir Proses



Gambar L.2. 9 Diagram Alir Proses Neraca Energi Heater (HE-02)

L2.8.2 Spesifikasi Proses Pertukaran Panas

Temperatur masuk fluida : 32°C

Temperatur keluar fluida : 70°C

Panas yang masuk ke Heater (E-001) :

$$H_{in} = H_{aliran5} = n \int_{298,15}^{305,15} C_p CH_3COOH dT$$

$$H CH_3COOH = \int_{298,15}^{305,15} C_p CH_3COOH dT$$

$$\int_{298,15}^{305,15} C_p CH_3COOH dT = A + B (T_2 - 1) + C (T_2^2 - T_1^2) + D (T_2^3 - T_1^3)$$

$$= \left[13,9190 (305,15 - 298,15) + \frac{0,812380}{2} (305,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,003165}{3} (305,15^3 - 298,15^3) + \frac{-0,0000001}{4} (305,15^4 - 298,15^4) \right] J/mol K$$

$$H^* CH_3COOH = 1216 \frac{J}{mol} 1216 KJ/kmol$$

$$n \int_{298,15}^{305,15} C_p CH_3COOH dT = n \times C_p dT$$

$$H_{in} = H_{aliran5} = H CH_3COOH = 31,45 \frac{kmol}{jam} \times 1216 \frac{KJ}{kmol} = 38.240,34 KJ/jam$$

Maka panas yang masuk ke heater (E-002) adalah 38.240,34 kJ/jam

Panas yang keluar dari Heater (E-002) :

$$H_{out} = H_{aliran6} = n \int_{298,15}^{343,15} C_p CH_3COOH dT$$

$$H CH_3COOH = \int_{298,15}^{343,15} C_p CH_3COOH dT$$

$$\int_{298,15}^{343,15} C_p CH_3COOH dT = A + B (T_2 - T_1) + C (T_2^2 - T_1^2) + D (T_2^3 - T_1^3)$$

$$= [-18,944 + 13,9190 (343,15 - 298,15) + 1,097 (343,15^2 - 298,15^2) + 0,289(343,15^3 - 298,15^3) + 0,00000297 (343,15^4 - 298,15^4)] J/mol K$$

$$H^*CH_3COOH = 8418 \frac{J}{mol} = 8418 KJ/kmol$$

$$n \int_{298,15}^{343,15} C_p CH_3COOH dT = n \times C_p dT$$

$$H_{out} = H_{aliran6} = H C_4H_6O_3 = 31,45 \frac{kmol}{jam} \times 8148 \frac{KJ}{kmol} = 264.772 KJ/jam$$

Maka panas yang keluar dari heater (E-001) adalah 264.772 kJ/jam

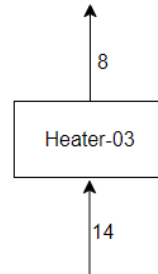
$$\begin{aligned} Q &= H_{out} - H_{in} \\ &= 264.772 - 38.240,34 \\ &= 226.531,66 KJ/jam \end{aligned}$$

Tabel L.2. 23 Neraca Energi Heater (HE-01)

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Asam Asetat	31.639,72	203.398,20
Q pemanas	171.758,48	
total	203.398,20	203.398,20

L2.9 Heat Exchanger (E-003)

L2.9.1 Diagram Alir Proses



L2.9.2 Spesifikasi Proses Pertukaran Panas

Temperatur masuk masuk : 32 °C

Temperatur keluar keluar : 70 °C

Panas yang masuk ke Heater (E-003) :

$$H_{in} = H_{aliran14} = n \int_{298,15}^{305,15} C_p \text{ Udara } dT$$

$$H \text{ Udara} = \int_{298,15}^{305,15} C_p \text{ Udara } dT$$

$$\int_{298,15}^{305,15} C_p \text{ Udara } dT = A (T_2 - T_1) + \frac{B}{2} (T_2^2 - T_1^2) + C \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$= 6,8717(305,15 - 298,15) + \frac{0,0008}{2} (305,15^2 - 298,15^2) - 187700 \left(\frac{1}{305,15} - \frac{1}{298,15} \right)$$

$$H^* \text{ Udara} = 35 \frac{\text{J}}{\text{mol}} \quad 35 \text{ Kj/kmol}$$

$$n \int_{298,15}^{305,15} C_p \text{ Udara } dT = n \times C_p dT$$

$$H_{in} = H_{aliran14} = H \text{ Udara} = 714,5 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 35 \frac{\text{Kj}}{\text{kmol}} = 25.257 \text{ kj/jam}$$

Maka panas yang masuk ke heater (E-003) adalah 25.257 kj/jam

Panas yang keluar dari Heater (E-003) :

$$H_{out} = H_{aliran8} = n \int_{298,15}^{393,15} C_p \text{ Udara } dT$$

$$H \text{ Udara} = \int_{298,15}^{393,15} C_p \text{ Udara } dT$$

$$\int_{298,15}^{393,15} C_p \text{ Udara } dT = A (T_2 - T_1) + \frac{B}{2} (T_2^2 - T_1^2) + C \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1} \right)$$

$$= 6,8717(393,15 - 298,15) + \frac{0,0008}{2} (393,15^2 - 298,15^2) - 187700 \left(\frac{1}{393,15} - \frac{1}{298,15} \right)$$

$$H^* \text{ Udara} = 527 \frac{\text{J}}{\text{mol}} = 527 \text{ Kj/kmol}$$

$$n \int_{298,15}^{393,15} C_p \text{ Udara } dT = n \times C_p dT$$

$$H_{out} = H_{aliran8} = H \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_3 = 714,5 \frac{\text{kmol}}{\text{jam}} \times 527 \frac{\text{Kj}}{\text{kmol}} = 376.510,52 \text{ kj/jam}$$

Maka panas yang keluar dari heater (E-001) adalah 376.510,52 kj/jam

$$\begin{aligned} Q &= H_{out} - H_{in} \\ &= 376.510,52 - 25.257,21 \\ &= 351.253,31 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Udara	25.257,21	376.510,52
Q pemanas	351.253,31	
total	376.510,52	376.510,52

LAMPIRAN 3

UTILITAS

L3.1 Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler dihitung berdasarkan laju alir massa steam yang dibutuhkan pada produksi Aspirin. Pada pabrik ini steam dibutuhkan sebagai fluida panas pada beberapa unit yaitu pada preheater bahan baku menggunakan heater 01, heater 02 dan heater 03.

L3.1.1 Kebutuhan Steam untuk Heater-01

Dari kalkulasi neraca energi H-01 yang berfungsi untuk menaikkan suhu dari 32 °C hingga 70 °C, diperoleh Q sebesar 33.353,13 kJ/jam. Adapun steam yang digunakan adalah *saturated steam* pada 120 °C dan tekanan 101,325 kPa. Digunakan *saturated steam* pada kondisi ini dikarenakan pada keseluruhan proses digunakan suhu tertinggi *steam* sebesar 120 °C. Dari Q yang diperoleh maka dapat dihitung besar massa steam yang diperlukan dengan kalkulasi sebagai berikut.

$$T_{in} : 32 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad (\text{fasa liquid})$$

$$T_{out} : 70 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad (\text{fasa liquid})$$

$$H_{fg} = 2173,8 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Van ness, "Introduction chemical engineering thermodynamics. 7}^{th} \text{ edition." Hal 721. Pada suhu 310 }^{\circ}\text{C})$$

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{H_{fg}} \\ &= \frac{33.353,13 \text{ kJ/jam}}{2.173,8 \text{ kJ/kg}} \\ &= 15,34 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

L3.1.2 Kebutuhan Steam untuk Heater-02

Dari kalkulasi neraca energi H-02 yang berfungsi untuk menaikkan suhu dari 32 °C hingga 70 °C, diperoleh Q sebesar 226.531,66 kJ/jam. Dari Q yang diperoleh, dengan jenis *steam* yang sama dengan yang digunakan pada *Heater 01*, dapat dihitung besar massa *steam* yang diperlukan dengan kalkulasi sebagai berikut.

$$T_{in} : 32 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad (\text{fasa liquid})$$

$$T_{out} : 70 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad (\text{fasa liquid})$$

$$H_{fg} = 2.173,8 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Van ness, "Introduction chemical engineering thermodynamics. 7}^{th} \text{ edition." Hal 721. Pada suhu } 310 \text{ }^{\circ}\text{C})$$

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{H_{fg}} \\ &= \frac{226.531,66 \text{ kJ/jam}}{2.173,8 \text{ kJ/kg}} \\ &= 104,21 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

L3.1.3 Kebutuhan Steam untuk Heater-03

Dari kalkulasi neraca energi H-03 yang berfungsi untuk menaikkan suhu dari 32 °C hingga 120°C, diperoleh Q sebesar 2.714,33 kJ/jam. Dari Q yang diperoleh, dengan jenis *steam* yang sama dengan yang digunakan pada *Heater 01*, dapat dihitung besar massa *steam* yang diperlukan dengan kalkulasi sebagai berikut.

$$T_{in} : 32 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad (\text{fasa gas})$$

$$T_{out} : 100 \text{ }^{\circ}\text{C} \quad (\text{fasa gas})$$

$$H_{fg} = 21173,8 \text{ kJ/kg} \quad (\text{Van ness, "Introduction chemical engineering thermodynamics. 7}^{th} \text{ edition." Hal 721. Pada suhu } 120 \text{ }^{\circ}\text{C})$$

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q}{H_{fg}} \\ &= \frac{351.253,31 \text{ kJ/jam}}{2.173,8 \text{ kJ/kg}} \\ &= 161,58 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

L3.1.5 Total Kebutuhan Air Umpan Boiler

Tabel L.3. 1 Total Kebutuhan Air Umpan Boiler

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan Steam (kg/h)
Heater 01	E-01	15,3
Heater 02	E-02	104,21
Heater 03	E-03	161,58
Total Air Umpan Boiler (kg/h)		281,138

Dengan memperhitungkan faktor keamanan pada masing-masing alat, jumlah *steam* dilebihkan

$$10\%, \text{ sehingga} = 281,138 \text{ kg/jam}$$

$$10\% \times 105,4 \text{ kg/jam} = \underline{28,1138 \text{ kg/jam} +}$$

$$\text{Total kebutuhan steam dengan faktor keamanan} = 309,25 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air untuk menghasilkan *saturated steam* dihitung sebagai berikut:

$$\begin{aligned} m_s &= \text{Kebutuhan steam (m}_s\text{)} \\ &= \frac{309,25 \text{ kg}}{\text{jam}} \times \frac{2,2046 \text{ lbm}}{1 \text{ kg}} \\ &= 681,65 \text{ lbm/jam} \end{aligned}$$

h = Vapor *enthalpy* pada suhu 120 °C

$$\begin{aligned} &= \frac{2705,8 \text{ kJ}}{\text{kg}} \times \frac{1 \text{ kg}}{2,2046 \text{ lbm}} \times \frac{0,947831 \text{ Btu}}{1 \text{ kJ}} \\ &= 1163,33 \text{ Btu/lbm} \end{aligned}$$

h_f = Saturated liquid *enthalpy* pada suhu 30 °C

$$\begin{aligned} &= \frac{125,7 \text{ kJ}}{\text{kg}} \times \frac{1 \text{ kg}}{2,2046 \text{ lbm}} \times \frac{0,947831 \text{ Btu}}{1 \text{ kJ}} \\ &= 54,04 \text{ Btu/lbm} \end{aligned}$$

C_f = Panas laten penguapan air pada 100 °C

$$= 970,30 \text{ Btu/jam/HP}$$

$$m_{\text{air}} = \frac{m_s \times (h - h_f)}{C_f} \quad (\text{Sumber : Severn, 2004, Severn Boiler Design, 5th Edition, hal 140})$$

$$= \frac{681,65 \text{ lbm/jam} \times (1163,3 - 54,04) \text{ Btu/lbm}}{970,30 \text{ Btu/jam}}$$

$$= \frac{779,29 \text{ lbm}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ kg}}{2,2046 \text{ lbm}}$$

$$= 353,80 \text{ kg/jam} / \text{densitas air}$$

$$\begin{aligned} &= 353,80 \text{ kg/jam} / 1.022,87 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,346 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Diasumsikan jumlah air untuk *blowdown* dan hilang akibat *steam trap* sebesar 10%, maka jumlah air yang harus diumpankan sebagai *make up boiler* adalah sebanyak jumlah *steam* yang hilang, yaitu 10% massa air, dengan kalkulasi sebagai berikut.

$$\begin{aligned} \text{Jumlah air } \textit{make up steam} \text{ sebanyak } 10\% \times 353,80 \text{ kg/jam} &= 35,38 \text{ kg/jam} \\ &= 0,035 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Total Volume air yang dibutuhkan = *Kebutuhan air untuk saturated steam + make up water boiler*

$$\begin{aligned} &= 0,346 \text{ m}^3/\text{jam} + 0,035 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,38 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 380,48 \text{ lt/jam} \end{aligned}$$

L3.2 Air Pendingin

Pada pabrik ini air dibutuhkan sebagai fluida dingin pada beberapa unit yaitu pada Reaktor 01 (CSTR-01)

L3.2.1 Kebutuhan Air Pendingin untuk Reaktor R-01

Dari kalkulasi neraca energi CSTR-01 fungsi kebutuhan air pendingin pada proses untuk menjaga temperature kondisi operasi (Eksotermis) yaitu 70 °C, diperoleh Q sebesar 1.401,50 kJ/jam. Media pendingin yang digunakan adalah air pendingin. Dari Q yang diperoleh, dapat dihitung besar massa air pendingin yang diperlukan dengan kalkulasi sebagai berikut.

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{out} = 45 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$C_p \text{ air} = 4,2 \text{ kJ/kg}^{\circ}\text{C}$$

$$\begin{aligned} m &= \frac{Q_{pendingin}}{C_p \Delta T} \\ &= \left| \frac{13766,97 \text{ kJ/jam}}{4,2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \times (45^{\circ}\text{C} - 30^{\circ}\text{C})} \right| \\ &= 107,03 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel L.3. 2 Total Kebutuhan Air Pendingin

Nama Alat	Kode Alat	Kebutuhan Air Pendingin (kg/h)
Reaktor CSTR	R-01	107,03
Total Air Pendingin (kg/h)		107,03

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah kebutuhan air pendingin} &= 107,03 \text{ kg/jam} \\
 \text{Faktor keamanan } 10\% \times 107,03 \text{ kg/jam} &= \underline{10,70 \text{ kg/jam} +} \\
 \text{Total kebutuhan air pendingin dengan faktor keamanan} &= 117,73 \text{ kg/jam} \\
 \text{Dengan densitas air pada temperatur } 30^\circ\text{C} &= 1.022,87 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Maka laju alir volumetrik air pendingin (Q)} &= \frac{117,73 \text{ kg/jam}}{1.022,87 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,115 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Pada *Cooling Tower* terdapat sejumlah air untuk mendinginkan jaket reaktor, sehingga perlu dihitung jumlah *make up cooling water* (W_m), dengan kalkulasi sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 W_c &= \text{air masuk menara pendingin} \\
 &= 129,51 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Jumlah *cooling tower* = 3 unit, maka W_c menjadi

$$\begin{aligned}
 W_c &= 129,51 \text{ kg/jam} : 3 \\
 &= 43,16 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Faktor design 10% menjadi = 47,48 kg/jam

$$\begin{aligned}
 W_c &= \frac{47,48 \text{ kg}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ kg}} \\
 &= 0,0475 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= \frac{0,0475 \text{ m}^3}{\text{jam}} \times \frac{264,172 \text{ gallon}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\
 &= 0,57 \text{ gpm}
 \end{aligned}$$

$$W_m = W_e + W_b + W_d \text{ (Sumber: Perry's 7th. Edition Eq.12.9 hlm. 12-17)}$$

$$\begin{aligned}
 W_e &= \text{jumlah air yang menguap} \\
 &= 0,00085 \times W_c \times (T_{\text{out}} - T_{\text{in}})
 \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned}
 W_e &= \text{jumlah air yang menguap} \\
 &= 0,00085 \times W_c \times (T_{\text{out}} - T_{\text{in}}) \text{ (Green \& Perry, 1997) (Pers.12-10)}
 \end{aligned}$$

$$T_{in} \text{ cooling tower} = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$T_{out} \text{ cooling tower} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$= 0,00085 \times 0,57 \text{ gpm} \times (122 - 86)^\circ\text{F}$$

$$= 0,01 \text{ gpm}$$

W_b = jumlah air *blowdown*, yaitu air yang dibuang untuk mengurangi konsentrasi padatan

$$= \frac{W_e}{siklus-1}; \text{ dimana } range \text{ siklus } 3 \text{ s/d } 5$$

$$= \frac{0,01 \text{ gpm}}{(4-1)}$$

$$= 0,0029 \text{ gpm}$$

W_d = jumlah air *drift loss*, yaitu air yang terbawa angin/aliran uap yang keluar dari *tower*

$$= W_c \times \text{persentase } drift \text{ loss}; \text{ dimana } range\text{-nya } 0,1\% \text{ s/d } 0,2\%$$

$$= 0,57 \text{ gpm} \times 0,1\%$$

$$= 0,001 \text{ gpm}$$

Maka $W_m = W_e + W_b + W_d$

$$= (0,01 + 0,0029 + 0,001) \text{ gpm}$$

$$= 3,32 \text{ gpm}$$

$$= \frac{3,32 \text{ gal}}{\text{menit}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{264,47 \text{ gal}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}}$$

$$= 0,002 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 2,11 \text{ kg/jam}$$

Maka, air untuk *make-up cooling tower* sebesar 2,11 kg/jam

L3.3 Air Domestik

Menurut Kementerian Pekerjaan Umum 14/PRT/M/2010, kebutuhan air sanitasi untuk 1 orang per hari sebanyak $\pm 100\text{-}120$ liter/hari. Jumlah karyawan adalah 118 orang. Maka kebutuhan air domestik adalah sebagai berikut.

$$\text{Kebutuhan air sanitasi} = \frac{100 \text{ liter/hari}}{1 \text{ orang}} \times 118 \text{ orang}$$

$$= 11.800 \text{ liter/hari} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1.000 \text{ liter}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 0,491 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kebutuhan air dalam laboratorium dan lain-lain diasumsikan

$$\begin{aligned} &= \frac{25 \text{ liter}}{\text{jam}} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\ &= 600 \text{ liter/hari} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1.000 \text{ liter}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \\ &= 0,025 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Maka total kebutuhan domestik} = (0,491 + 0,025) \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Jumlah kebutuhan air domestik} = 0,517 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Faktor keamanan } 10\% \times 0,483 \text{ m}^3/\text{jam} = \underline{0,051 \text{ m}^3/\text{jam} +}$$

$$\text{Total kebutuhan air domestik dengan faktor keamanan} = 0,568 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 568,33 \text{ kg/jam}$$

L3.4 Total kebutuhan air Baku

Tabel L.3. 3 Total Kebutuhan Air

Jenis	Start up (kg/jam)	Kontinyu (kg/jam)
Air Pendingin	117,73	
Make Up cooling water		2,11
Air Domestik	568,33	568,33
Air Umpan Boiler	353,8	
Make up Boiler		389,18
TOTAL	1039,87	959,62

L3.5 Listrik

L3.5.1 Listrik Perkantoran

Tabel L.3. 4 Kebutuhan Listrik Perkantoran

Pemakaian Listrik	Daya (kW)	Durasi (jam)	Total Pemakaian (kWh)
Penerangan Gedung dan jalan	40	12	480
Peralatan bengkel	20	24	480
Instrumentasi	50	24	1200
Peralatan kantor	30	24	720
Total Pemakaian (kWh)			2880

L3.5.2 Listrik Proses

Daya yang dibutuhkan masing-masing alat dapat dilihat pada Tabel L3.4, dengan total sebanyak 69,55 kW/harinya. Didapatkan perhitungan konversi daya dapat dilihat sebagai berikut :

Tabel L.3. 5 Kebutuhan Listrik Proses

Pemakaian Listrik	Daya (kW)	Durasi (jam)	Total Pemakaian (kWh)
Heating conveyor 01	18,04	24	432
Heating conveyor 02	18,04	24	432
Cooling Conveyor 01	0,26	24	6,3
Belt conveyor 01	1,56	2	3,13
Belt conveyor 02	1,56	2	3,13
Bucket elevator 01	0,7475	2	1,49
Bucket elevator 02	0,7475	2	1,49
Screen 01	0,22	2	0,44
Reaktor 01	1,5	24	35,88
Ball Mill 01	100	24	2403,96
Heater 01	0,22	24	5,29
Heater 02	0,22	24	5,29
Heater 03	0,22	24	5,29
Pompa 01	2,27	24	54,53
Pompa 02	2,27	24	54,53
Pompa 03	2,27	24	54,53
Pompa 04	2,27	24	54,53
Total Pemakaian (kWh)			3813,99

L3.5.2 Listrik Utilitas

Tabel L.3. 6 Kebutuhan Listrik Utilitas

Pemakaian Listrik	Daya (kW)	Durasi (jam)	Total Pemakaian (kWh)
Pompa Utilitas 01	2,23	24	53,69
Pompa utilitas 02	0,37	24	9,05
Pompa utilitas 03	0,37	24	9,05
Pompa utilitas 04	0,37	24	9,05
Pompa utilitas 05	0,37	24	9,05

Pompa utilitas 06	0,37	24	9,05
Pompa utilitas 07	0,37	24	9,05
Pompa utilitas 08	0,37	24	9,05
Pompa utilitas 09	0,37	24	9,05
Pompa utilitas 10	0,56	24	13,58
Pompa utilitas 11	0,37	24	9,05
Water Tube Boiler 01	8,5	24	204,56
Cooling Tower 01	12	24	288
Total Pemakaian (kWh)			587,66

L3.5.3 Total Kebutuhan Listrik untuk Produksi Aspirin

Dari kalkulasi yang telah dilakukan, total kebutuhan daya listrik dalam proses produksi Aspirin dapat dijumlahkan sebagaimana tercantum pada Tabel L3.7 berikut.

Tabel L3. 7 Kebutuhan Listrik dalam sehari

Pemakaian Listrik	Pemakaian (kWh)
Perkantoran dan Peralatan Penunjang	2880
Listrik Utilitas	587,66
Peralatan Proses	3813,99
Total Pemakaian (kWh)	7281,65

Dengan menghitung faktor keamanan sebesar 20%,

Kebutuhan listrik = 7281,37 kWh

$20\% \times 7501,37 \text{ kWh} = \underline{1456,33 \text{ kWh} +}$

8737,98 kWh

L3.6 Bahan Bakar

Perhitungan kebutuhan bahan bakar didasarkan pada total kebutuhan solar untuk generator, bahan baku dan produk seperti bahan bakar dump truck dan kendaraan operasional.

Tabel L3. 1 Bahan Bakar yang Digunakan pada Produksi Aspirin

Bahan Bakar	Low Heating Value	Fungsi	Lokasi Unit
Solar	19.200 btu/lb	Untuk bahan bakar generator, kendaran operasional dan kendaraan pengangkut	Unit utilitas dan opsional

L3.6.1 Kebutuhan Bahan Bakar untuk generator listrik

Diperkirakan kebutuhan listrik tak terduga sebesar kebutuhan listrik selama 1 jam, maka :

Generator listrik ini memiliki spesifikasi sebagai berikut.

Bahan bakar	: Solar
Jumlah	: 1 unit
Efisiensi pembakaran pada generator (η)	: 85%
Kebutuhan listrik dalam sehari	: 8737,98 kWh
Asumsi kapasitas generator	: 200 kWh

$$m_{\text{solar}} = \frac{\text{kebutuhan listrik}}{h \times H_v}$$

Dimana :

H_v = *heating value* solar = 19.200 Btu/lb

h = efisiensi pembakaran

$$m_{\text{solar}} = 200 \times \frac{1000 \text{ W}}{1 \text{ kW}} \times \frac{1}{19.200 \text{ Btu/lb}} \times \frac{3,413 \text{ Btu/jam}}{1 \text{ W}} \times \frac{0,45359 \text{ kg}}{1 \text{ lb}} \times \frac{1}{0,85}$$

$$m_{\text{solar}} = 181,94 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Kebutuhan solar per hari} = \frac{181,9 \text{ kg/jam}}{850 \text{ kg/m}^3} = 0,214 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 5,14 \text{ m}^3/\text{hari}$$

$$= 5140 \text{ liter/hari}$$

L3.6.2 Kebutuhan Bahan Bakar untuk Generator boiler

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan bahan bakar boiler (m)} &= \frac{m_s \times (h - h_f)}{\text{LHV} \times \eta} \\ &= \frac{681,65 \text{ lbm/jam} \times (1163,3 - 216,451) \text{ Btu/lbm}}{19.200 \text{ Btu/lbm} \times 85\%} \\ &= \frac{39,581 \text{ lbm}}{\text{jam}} \times \frac{1 \text{ kg}}{2,2046 \text{ lbm}} \\ &= 17,95 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan bahan bakar} &= 17,95 \text{ kg/jam} \\
 \text{Faktor keamanan } 10\% \times 17,95 \text{ kg/hari} &= \underline{1,795 \text{ kg/jam}} + \\
 \text{Total kebutuhan bahan bakar dengan faktor keamanan} &= 19,75 \text{ kg/jam} \\
 \text{Dengan densitas bahan bakar } (\rho) &= 850 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Maka volume bahan bakar yang dibutuhkan} &= \frac{19,75 \text{ kg/jam}}{850 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 0,02 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{24 \text{ jam}}{1 \text{ hari}} \\
 &= 0,558 \text{ m}^3/\text{hari} \\
 &= 557,62 \text{ liter/hari}
 \end{aligned}$$

L3.6.4 Total Kebutuhan Bahan Bakar untuk Produksi Aspirin

Dari kalkulasi yang telah dilakukan, total kebutuhan bahan bakar dalam proses produksi Triaryl Phosphate dapat dijumlahkan sebagaimana tercantum pada Tabel L3.9 berikut.

Tabel L.3. 8 Total Kebutuhan Bahan Bakar

Nama Alat	Kebutuhan Bahan Bakar (liter/hari)
Generator Listrik	5137
Kendaraan Operasional	80
Boiler	557,62
Total Kebutuhan Bahan Bakar	5.774,84

L3.7 Udara

L3.7.1 Kebutuhan Udara Pemanas untuk Rotary Dryer (RD-01)

$$T_{\text{in}} \text{ udara} = 120^\circ\text{C} \quad T_{\text{out}} \text{ udara} = 100^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{in}} \text{ kristal basah} = 70^\circ\text{C} \quad T_{\text{out}} \text{ kristal kering} = 100^\circ\text{C}$$

Neraca energi total :

$$H_{\text{masuk}} = H_{\text{keluar}}$$

$$H_{\text{bahan masuk}} + H_{\text{udara masuk}} = H_{\text{bahan keluar}} + H_{\text{udara keluar}}$$

$$32099 + 527n = 75266 + 468n$$

$$(527-468) n_{\text{udara}} = (75266 - 32099)$$

$$59 \times n_{\text{udara}} = 43166$$

$$n_{\text{udara}} = \frac{43166}{59}$$

$$= 727 \text{ mol}$$

$$m_{\text{udara}} = n_{\text{udara}} \times \text{BM}_{\text{udara}}$$

$$= 727 \text{ mol} \times 28,84 \text{ kg/mol}$$

$$= 20.971,74 \text{ kg/ja}$$

LAMPIRAN 4

PERANCANGAN ALAT PROSES DAN UTILITAS

L.4.1 Perancangan Alat Proses

L4.1.1 Tangki Penyimpanan (T-01)

Dalam proses produksi Aspirin menggunakan 2 (dua) tangki penyimpanan yang sama dalam perhitungan dan jenis tangki untuk fasa cair yaitu, T-01 dan T-02. Contoh perancangan yang ditampilkan yaitu pada T-01.

Tahap 1 Data Awal

Fungsi	=	Menyimpan Asetat Anhidrat dalam fasa liquid
Material	=	Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304
Jenis	=	Tangki silinder tegak dengan alas datar penutup torispherical
Kondisi Operasi		
Tekanan Operasi	=	1 atm
Temperatur Operasi	=	32 °C
Waktu Tinggal	=	7 hari = 168 jam

Tahap 2 Menentukan Volume Tangki

Kapasitas Asetat Anhidrat	=	360,81 kg/jam
	=	785,086 lb/jam
Densitas Asetat Anhidrat	=	1082 kg/m ³
Fraksi Berat	=	3,49 kmol/h
Densitas campuran	=	$\frac{1}{\text{Fraksi Berat/densitas}} \times 62,43$
	=	$\frac{1}{3,49 \frac{\text{kmol}}{\text{h}}} \times 62,43$
	=	$\frac{1}{1082 \text{ kg/m}^3} \times 62,43$
	=	19347,85 lb/ft ³
Waktu Tinggal	=	30 hari

Institut Teknologi Indonesia

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas Asetat Anhidrat/hari} &= 565263 \text{ lb/hari} \\ \text{Volume Asetat Anhidrat} &= \frac{\text{Kapasitas Asetat Anhidrat}}{\text{Densitas campuran}} \\ &= \frac{572720 \text{ lb/hari}}{19347,85 \text{ lb/ft}^3} \\ &= 29,60 \text{ ft}^3 \\ \text{Jumlah Unit} &= 1 \text{ tangki} \\ \text{Volume Tangki} &= \frac{\text{Volume Fenol}}{\text{Jumlah Unit}} \\ &= \frac{29,60 \text{ ft}^3}{1 \text{ unit}} \\ &= 29,60 \text{ ft}^3 \\ \text{Larutan akan menempati 80\% volume tangki} &= \text{Volume Tangki} \times 80\% \\ &= 29,60 \text{ ft}^3 \times 80\% \\ &= 37 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Tahap 3 Menentukan Tinggi dan Diameter Tangki

$$\begin{aligned}\text{H/D yang digunakan} &= 3 \\ \text{Diameter Tangki} &= V \text{ tangki (VT)} \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times 1,5 D \\ &= \left(\frac{4 \times 36,51}{(1,5 \times (\frac{22}{7}))} \right)^{1/3} \\ &= 3,33 \text{ ft} \\ &= 3,33 \text{ ft} \times 12 \\ &= 39,98 \text{ in} \\ &= 39,98 \text{ in} \times \frac{0,025 \text{ in}}{1m} \\ &= 1 \text{ m} \\ \text{Jari – jari tangki} &= \frac{39,98 \text{ in}}{2} \\ &= 20 \text{ in} \\ \text{Tinggi Tangki} &= 3 \times D\end{aligned}$$

$$= 3 \times 3,33 \text{ ft}$$

$$= 10 \text{ ft}$$

$$= 10 \text{ ft} \times 12$$

$$= 120 \text{ in}$$

$$= 120 \text{ in} \times \frac{0,025 \text{ in}}{1 \text{ m}}$$

$$= 3 \text{ m}$$

Tahap 4 Menentukan Tekanan Design Tangki

$$\begin{aligned} P \text{ hidrostatik cairan} &= \rho_{\text{Liquid}} \times g \times h \\ &= 1082 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 2,98 \text{ m} \\ &= 31662 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

$$= \frac{31662}{101325}$$

$$= 0,31 \text{ atm}$$

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

$$= 1 + 0,31 \text{ atm}$$

$$= 1,31 \text{ atm}$$

$$= 1,31 \text{ atm} \times \frac{14,695 \text{ psi}}{1 \text{ atm}}$$

$$= 19,25 \text{ psi}$$

Tahap 5 Menentukan Tebal dan Diameter Luar Tangki

Bahan yang digunakan adalah *Stainless Steel SA-167 Grade C*, pada *Brownell and Young* (1959) nilai spesifikasi material tersebut adalah sebagai berikut :

$$f \text{ (Allowble stress)} = 18750 \text{ psi}$$

$$E \text{ (Welding Joint Efficiency)} = 80\%$$

$$C \text{ (Corrosion factor)} = 0,0125 \text{ in/tahun}$$

$$\text{Jika umur alat} = 10 \text{ tahun}$$

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

Ketebalan reaktor dapat dihitung dengan persamaan

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{P \text{ desain} \times r_i}{(f \times E) - (0,6 \times P \text{ desain})} + C \\
 &= \frac{19,25 \text{ psi} \times 19,90 \text{ in}}{(18750 \text{ psi} \times 80\%) - (0,6 \times 19,90 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,1505 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Maka pada (*Brownell & Young 1959, App. F item 1*) digunakan ketebalan sebesar 3/16 in.

$$\text{OD yang digunakan} = \text{ID} + 2 \times ts = 39,81 \text{ in} + 2 \times 3/16$$

$$\text{OD yang digunakan} = 40,18 \text{ in}$$

Maka pada tabel 5.7 *Brownell and Young* digunakan OD sebesar 40 in.

$$\text{OD} = 40,18 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} = 1,0045 \text{ m}$$

$$\text{ID sesungguhnya} = \text{OD} - 2 \times ts$$

(tebal tangki diambil

1,4 inch)

$$= 40 \text{ in} - 2 \times 1/4 \text{ in}$$

$$= 39,5 \text{ in}$$

$$= 39,5 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}}$$

$$= 1 \text{ m}$$

Tahap 6 Perancangan Head Tangki

Berdasarkan tabel 5.7 *Brownell and Young* dari OD = 40 inc yang digunakan diperoleh nilai

$$I_{cr} = 2 \frac{1}{2} = 2,5 \text{ inch}$$

$$r = 40$$

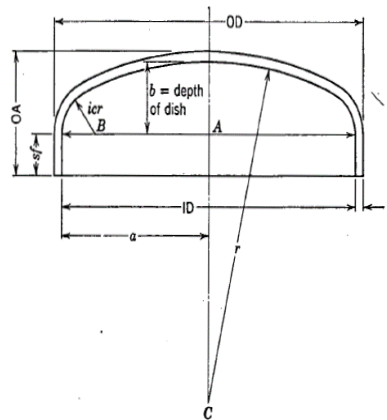
$$i_{cr}/r = \frac{2,5}{40} = 6,25\% > 6\% \text{ maka bisa menggunakan } torrispherical \text{ head}$$

$$W = 0,25 \times \left(3 + \sqrt{\frac{R}{i_{cr}}} \right)$$

$$= 0,25 \times \left(3 + \sqrt{\frac{40}{2,5}} \right)$$

$$= 1,75$$

Pada perancangan *torrispherical head* mengacu pada gambar dibawah berikut (*Brownell and Young*).



Gambar L.4. 1 Dimensi Head

Nilai ketebalan head dapat dihitung dengan persamaan berikut

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{P \text{ desain} \times rc \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P \text{ desain})} + C \\
 &= \frac{19,25 \text{ psi} \times 40 \text{ in} \times 1,75}{(2 \times 18750 \text{ psi} \times 80\%) - (0,2 \times 19,25)} + 0,125 \text{ in} \\
 &= 0,044 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 5.6 *Brownell and Young* maka digunakan tebal head sebesar 3/16 in.

Nilai sf yang dipilih pada tabel head tersebut adalah 3 in.

Adapun perancangan dimensi head sebagai berikut *Brownell and Young* :

$$\begin{aligned}
 a &= \frac{ID}{2} = \frac{39,81}{2} = 19,90 \text{ in} \\
 AB &= \frac{ID}{2} - icr = \frac{39,81}{2} - 2,5 = 17,4 \text{ in} \\
 BC &= r - icr = 40 - 2,5 = 37,5 \text{ in} \\
 AC &= (\sqrt{BC^2 - AB^2}) = \sqrt{17,4^2 - 37,5^2} = 33,22 \text{ in} \\
 b &= r - AC = 40 - 33,22 = 6,78 \text{ in} \\
 OA &= th + b + sf = (0,1875 + 6,78 + 3) \text{ in} = 9,97 \text{ in} \\
 &= 13,11 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} = 0,3 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tahap 7 Perancangan Tinggi Tangki Sesungguhnya

$$\text{Tinggi tangki penyimpanan} = H_{\text{shell}} + O.A. = (2,98 + 0,3) \text{ m} = 3,3 \text{ m}$$

L4.1.2 Heat Exchanger (HE-01)

Dalam proses produksi *Aspirin*, menggunakan 3 (tiga) *Heater*, *HE-01*, *HE-02*, dan *HE-03* yang digunakan untuk pemanasan sehingga dapat mencapai kondisi operasi tertentu. Dalam proses ini digunakan alat berupa *Heat Exchanger* atau Alat Penukar Kalor (APK). Salah satu contoh yang ditampilkan yaitu, *HE-01* untuk menaikkan temperatur bahan. *Heater* yang digunakan memiliki spesifikasi sebagai berikut.

Kode alat	: HE-01
Fungsi	: Untuk Menaikan Temperatur Asetat Anhidrat Sebelum Masuk Ke Reaktor 70 °C
Bentuk	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan	: <i>Stainless Steel SA-167 Grade 3 type 304</i>
Jumlah	: 1 unit
Kondisi operasi	:
	Massa bahan (m) = 356,11 kg/jam
	P operasi = 760 mmHg = 1 atm
T_{in} fluida dingin	$= \left(\frac{9}{5} \times 25^{\circ}\text{C}\right) + 32 = 89,6^{\circ}\text{F}$
T_{out} fluida dingin	$= \left(\frac{9}{5} \times 30^{\circ}\text{C}\right) + 32 = 158^{\circ}\text{F}$
T_{in} fluida panas	$= \left(\frac{9}{5} \times 120^{\circ}\text{C}\right) + 32 = 248^{\circ}\text{F}$
T_{out} fluida panas	$= \left(\frac{9}{5} \times 120^{\circ}\text{C}\right) + 32 = 248^{\circ}\text{F}$

Tahap 1 Mengumpulkan Data Properti Fisik

Tabel L.4. 1 Data Properti Fisik Fluida pada Heater-01

Kondisi pada T_{inlet}	Fluida Dingin (Asetat Anhidrat)	Fluida Panas (Steam)
Fasa	Liquid	Gas
Tekanan	1	1
Temperatur Rata-Rata (K)	324	324
Massa (kg/h)	360,81	15,34
Densitas (kg/m³)	1964,23	1941,98
Kapasitas Panas (kJ/kg.°C)	23,88	17,138
Viskositas (cP)	0,91	1,04
Konduktivitas Thermal (W/mK)	0,2372	0,1979

Berdasarkan data kondisi fluida di atas, maka fluida panas dialokasikan pada pipa bagian dalam (*inner pipe*) dan fluida dingin pada annulus. Pertimbangan alokasi fluida tersebut dikarenakan efisiensi penyerapan.

Tahap 2 Menghitung Log Mean Temperatur Difference (LMTD)

Arah aliran : *counter current*

Suhu fluida :

Fluida panas :

$$T_1 = 120\text{ }^{\circ}\text{C} = 248\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$T_2 = 120\text{ }^{\circ}\text{C} = 248\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Fluida dingin :

$$t_1 = 32\text{ }^{\circ}\text{C} = 89,6\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 70\text{ }^{\circ}\text{C} = 158\text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}\right)} = \frac{(248 - 158) - (248 - 89,6)}{\ln\left(\frac{(248 - 158)}{(248 - 89,6)}\right)} = 120,99\text{ }^{\circ}\text{F}$$

Tahap 3 Menghitung Luas Transfer Panas Awal (A')

Berdasarkan buku *Process Heat Transfer* – (D Q Kern, 1982) hlm. 840, untuk fluida panas (Steam) dan fluida dingin (Asetat Anhidrat) *Heater*, memiliki:

Medium Organic – Steam : 50 s.d 100 Btu/jam.ft². °F

Dipilihkan Overall U_D sebesar : 80 Btu/jam.ft². °F

$$A' = \frac{Q_c}{U_D \times \text{LMTD}} = \frac{31612,67 \text{ Btu/jam}}{80 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F} \times 120,99^\circ\text{F}} = 3,2659 \text{ ft}^2$$

Karena nilai $A' < 200 \text{ ft}^2$ maka pemilihan heat exchanger double pipe sudah tepat.

Tahap 4 Menentukan Diameter Pipa, Annulus, dan Panjang Heat Exchanger

Berdasarkan Tabel 10. Process Heat Transfer, D. Q. Kern, Hal.844 digunakan dimensi standar untuk pipa dan annulus dengan spesifikasi :

Diameter luar pipa (ODp) = 3,5 inch

Diameter dalam pipa (IDp) = 3,068 inch

Diameter dalam annulus (ODa) = 4,5 inch

Diameter dalam annulus (IDa) = 4,03 inch

Tahap 5 Menentukan Fluida dingin (annulus)

Diameter dalam annulus (IDa) = 0,34 ft

Diameter luar pipa (ODp) = 0,29 ft

Tahap 6 Menghitung Flow Area Annulus

$$A_a = \frac{\pi \times (ID_a^2) - (OD_p^2)}{4} = \frac{3,14 \times (0,34^2 - 0,29^2)}{4} = 0,02 \text{ ft}^2$$

Diameter Ekuivalen (De)

$$De = \frac{(ID_a^2) - (OD_p^2)}{OD_p} = \frac{3 (0,34^2 - 0,29^2)}{0,29} = 0,09 \text{ ft}^2$$

Tahap 7 Menghitung Laju Alir Massa Dalam Annulus (Ga)

$$G_a = \frac{W_a}{A_a} = \frac{785,09 \text{ lb/jam}}{0,02 \text{ ft}^2} = 36.347,108 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Tahap 8 Menghitung Bilangan Reynold Annulus (Rea)

μ annulus = viskositas fluida pada annulus = 2,201 lb/ft.jam

$$Re_a = \frac{De \times G_a}{\mu}$$

$$Re_a = \frac{0,09 \text{ ft} \times 36.347,108 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{2,201 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}} = 1.556,20$$

Tahap 9 Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Konveksi Pipa Lapisan Luar, ho (annulus)

k = konduktivitas termal fluida
= 1,65 Btu/ft.jam.°F

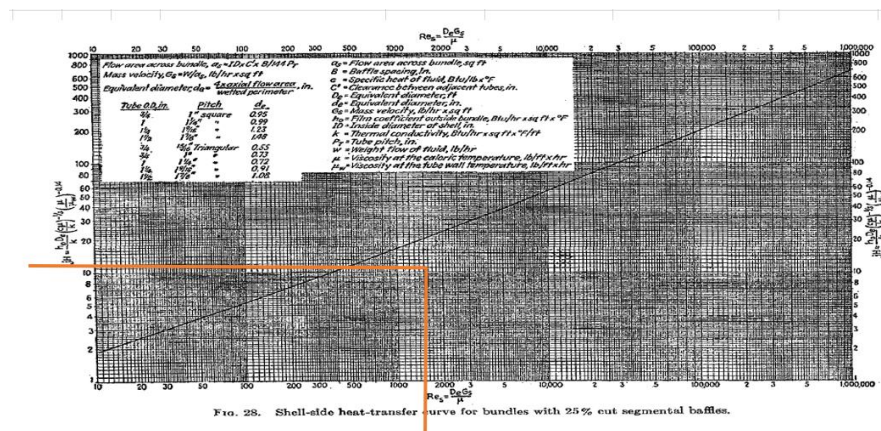
CP = kapasitas panas fluida
= 5,68 Btu/lb.°F

De = 0,09 ft

μ annulus = 2,201 lb/ft jam

$\frac{\mu}{\mu_w}$ = 1

Berdasarkan Bilangan Reynold fluida pada annulus diperoleh sebesar x maka dapat diperoleh nilai jH berdasarkan grafik :



Gambar L.4. 2 Grafik Perbandingan Nilai jH Dengan Bilangan Reynold Annulus, jH = 12

$$\begin{aligned}
 h_{o, \text{annulus}} &= jH \times \frac{k}{De} \left(\frac{CP \times \mu_{\text{annulus}}}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \\
 &= 12 \times \frac{165 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^\circ\text{F}}{0,09 \text{ ft}} \left(\frac{5,68 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F} \times 2,201 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}}{165 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam}^\circ\text{F}} \right)^{\frac{1}{3}} \times (1)^{0,14} = 460,165
 \end{aligned}$$

Tahap 10 Menghitung Flow Area Pipa (Ap)

$$A_p = \frac{\pi \times ID_p^2}{4} = \frac{\pi \times 0,26^2}{4} = 0,05 \text{ ft}^2$$

Tahap 11 Menghitung Laju Alir Massa Dalam Pipa (G_p)

$$G_p = \frac{W_p}{A_p} = \frac{33,83 \text{ lb/jam}}{0,05 \text{ ft}^2} = 658,63 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

Tahap 12 Menghitung Bilangan Reynold Pipa (Re_p)

$$ID_p = 0,26 \text{ ft}$$

μ pipa = viskositas fluida alokasi di pipa

$$= 1,040 \text{ cP}$$

$$= 2,516 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$Re_a = \frac{ID_p \times G_p}{\mu}$$

$$Re_p = \frac{0,261 \text{ ft} \times 658,63 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{2,516 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}} = 66,93$$

Tahap 13 Menghitung Koefisien Perpindahan Panas Konveksi Pipa Lapisan Dalam, hio (pipa)

Nilai koefisien perpindahan panas pipa lapisan dalam (hio) ditentukan dengan formula sebagai berikut :

$$h_{io, \text{ pipa}} = h_{i, \text{ pipa}} \times \left(\frac{ID_p}{OD_p} \right)$$

dimana nilai $h_{i, \text{ pipa}}$ diperoleh dari persamaan :

$$h_{i, \text{ pipa}} = \frac{j_H \times k}{ID_p} \left(\frac{CP \times \mu_{\text{pipa}}}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \times \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

k = konduktivitas termal fluida

$$= 1,646 \text{ Btu/ft} \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

CP = kapasitas panas fluida

$$= 0,217 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$$

$$ID_p = 0,26 \text{ ft}$$

$$\mu_{\text{ pipa}} = 2,516 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$$

$$\frac{\mu}{\mu_w} = 1$$

Berdasarkan bilangan Reynold fluida pada pipa sebesar x maka dapat diperoleh nilai j_H berdasarkan grafik :

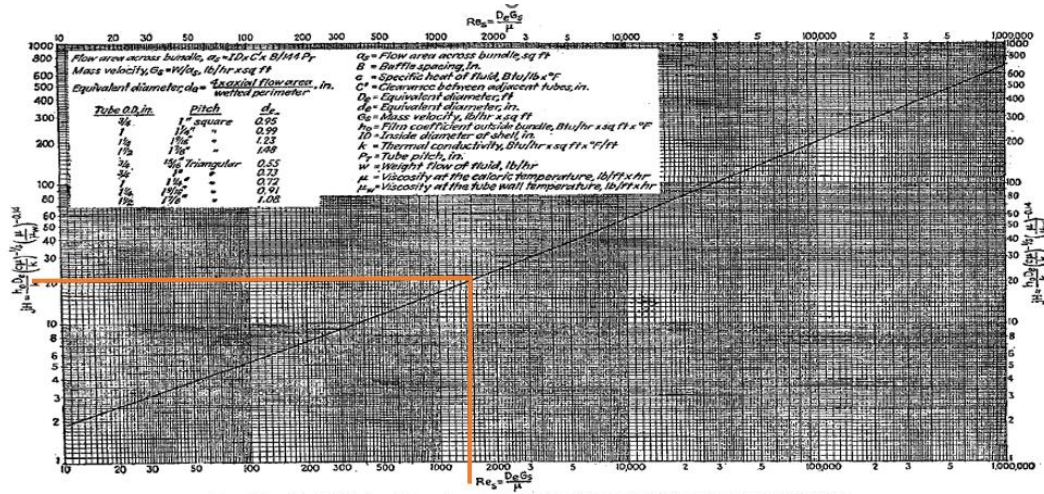


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

Gambar L.4. 3 Grafik Perbandingan Nilai jH dengan Bilangan Reynold pada Pipa Bagian Dalam, jH = 20

Sumber : Figure 28. Process Heat Transfer, D.Q.Kern, Hal.83

$$h_{i,pipa} = \frac{20 \times 173,452}{0,26} \left(\frac{0,217 \times 2,516}{1,646} \right)^{\frac{1}{3}} \times (1)^{0,14} = 89,175 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}^{\circ}\text{F}$$

$$h_{io,pipa} = 89,175 \times \left(\frac{0,26}{0,29} \right) = 78,17 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}^{\circ}\text{F}$$

Tahap 14 Menghitung Koefisien Bersih Overall (Uc)

Berdasarkan nilai koefisien konveksi yang telah diperoleh, maka nilai koefisien bersih overall (Uc) :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{78,17 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}^{\circ}\text{F} \times 460,16 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}^{\circ}\text{F}}{89,175 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}^{\circ}\text{F} + 460,165 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}^{\circ}\text{F}} = 66,82 \text{ Btu/ft}^2.\text{jam}^{\circ}\text{F}$$

Tahap 15 Menghitung Panjang pipa yang dibutuhkan

Tabel 10. Process Heat Transfer, D.Q.Kern, Hal.843 diperoleh nilai *external surface area per line* (aop) berdasarkan spesifikasi pipa yang digunakan yaitu 1,178 ft²/ft

$$\text{Total Panjang} = \frac{A'}{a_{op}} = \frac{3,2659 \text{ ft}^2}{1,178 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 2,77 \text{ ft}$$

Jumlah Hairpin yang digunakan

$$\text{Panjang HE} = 8 \text{ ft}$$

$$\text{Hairpin} = \frac{\text{Total Panjang}}{2 \times L} = \frac{2,77 \text{ ft}}{2 \times 8 \text{ ft}} = 0,17 \approx 1 \text{ hairpin}$$

$$\text{Panjang pipa sebenarnya} = \text{Panjang pipa} \times \text{Jumlah hairpin}$$

$$= 2,77 \times 1$$

$$= 2,77$$

$$\text{Luas transfer panas} = 18,85 \text{ ft}^2$$

Tahap 16 Menghitung Actual Design coefficient, U_D

$$U_D, \text{ koreksi} = \frac{Q_c}{A \times \text{LMTD}} = \frac{31612,67 \text{ Btu/jam}}{18,85 \text{ ft}^2 \times 120^\circ\text{F}} = 13,86 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D}$$

$$= \frac{66,82 - 13,86}{66,82 - 13,86}$$

$$= 0,0043 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

$$R_D \text{ min} = 0,02 \text{ Btu/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

Karena nilai $R_D > R_D \text{ min}$ maka syarat penggunaan heat exchanger double pipe terpenuhi.

Tabel L.4. 2 Pressure Drop Heater (HE-01)

Menentukan Perubahan Tekanan (<i>Pressure Drop</i>)	
Fluida dingin dalam annulus $ID_a = 0,34 \text{ ft}$ $ID_p = 0,26 \text{ ft}$ $Da' = (ID_a - ID_p)$ $= 0,34 - 0,26 = 0,04 \text{ ft}$ $G_a = 36347,1087 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}^2$ $\mu = 2,201 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$ $Re_a = \frac{Da' \times G_a}{\mu}$	Fluida panas dalam pipa $ID_p = 0,26 \text{ ft}$ $G_p = 658,63 \text{ lb/jam} \cdot \text{ft}$ $\mu = 2,516 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam}$ $Re_p = \frac{ID_p \times G_p}{\mu}$ $= \frac{0,26 \times 658,63}{2,516}$ $= 66,93$ $f = 0,048$

$= \frac{0,04 \times 36347,1087}{2,201}$ $= 723,764$ $f = 0,02$ $\rho = 122,62 \text{ lb/ft}^3$ $g' = 32,18 \text{ ft/det}^2$ $\Delta F_a = \frac{4 \times f \times G_a^2 \times L_{act}}{2 \times g \times \rho^2 \times D_a'}$ $= \frac{4 \times 0,02 \times 36347,1087^2 \times 8}{2 \times 32,18 \times 122,62^2 \times 0,04}$ $= 0,002 \text{ ft}$ $V = G_a / (3.600 \times \rho)$ $= 36347,1087 / (3.600 \times 122,62)$ $= 0,08 \text{ ft/s}$ $F_l = 3 \cdot V^2 / (2 \cdot g')$ $= 3 \times 0,08^2 / 2 \times 32,18$ $= 0,00032 \text{ ft}$ $\Delta P_t = (\Delta F_a + F_l) \cdot \rho / 144$ $= (0,002 + 0,00032) \times 122,62 / 144$ $= 1,82 \times 10^7 \text{ psi} < 10 \text{ psi}$ (memenuhi)	$\rho = 121,17 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta F_p = \frac{4 \times f \times G_p^2 \times L_{act}}{2 \times g \times \rho^2 \times D}$ $= \frac{4 \times 0,048 \times 658,63^2 \times 8}{2 \times 32,18 \times 121,17^2 \times 0,26}$ $= 2,16 \times 10^7 \text{ ft}$ $\Delta P_p = (\Delta F_p \times \rho) / 144$ $= (2,16 \times 10^7) \times 121,17 / 144$ $= 1,82 \times 10^7 \text{ psi} < 10 \text{ psi (memenuhi)}$
--	--

L4.1.3 Silo Kalsium Oksida (S-02)

Dalam proses produksi Aspirin menggunakan 3 (tiga) silo yang sama dalam perhitungan dan jenisnya untuk fasa padat yaitu, S-01, S-02 dan S-03. Contoh perancangan yang ditampilkan yaitu pada S-02.

Tahap 1 Data Awal

Fungsi	=	Menyimpan Kalsium Oksida
Material	=	Stainless Steel SA 167 grade 3 type 304
Jenis	=	Silinder vertikal dengan tutup torispherical dan alas berbentuk kerucut
Kondisi Operasi		
Tekanan Operasi	=	1 atm
Temperatur Operasi	=	32 °C
Waktu Tinggal	=	5 hari

Tahap 2 Menentukan Volume Silo

Kapasitas Kalsium Oksida	=	94,91 kg/jam
	=	209,247 lb/jam
Densitas Kalsium Oksida	=	3320 kg/m ³
	=	80,60 lb/ft ³
Kapasitas Asetat Anhidrat/hari	=	25109,8 lb/hari
Volume Asetat Anhidrat	=	$\frac{\text{Kapasitas Asetat Anhidrat}}{\text{Densitas}}$
	=	$\frac{25109,8 \text{ lb/hari}}{80,60 \text{ lb/ft}^3}$
	=	311,4 ft ³
Jumlah Unit	=	1 tangki
Volume Tangki	=	$\frac{\text{Volume Fenol}}{\text{Jumlah Unit}}$
	=	$\frac{311,4 \text{ ft}^3}{1 \text{ unit}}$
	=	311,4 ft ³
Volume desain faktor keamanan 10%	=	Volume Tangki x 10%
	=	311,4 ft ³ x 10%
	=	38,93 ft ³
	=	1,10 m ³

Tahap 3 Menghitung Diameter Silo

$$H/D \text{ yang digunakan} = 3$$

$$\text{Volume Silinder (Vs)} = \frac{1}{4} \pi D^2 \times 1,5 D$$

$$= 1,17 D^3$$

$$D = \frac{1}{3} \times \text{Volume desain}$$

$$= \frac{1}{3} \times 38,93$$

$$= 3,37 \text{ ft}^3$$

$$\text{Tinggi Silinder} = D \times 3$$

$$= 3,37 \times 3$$

$$= 10,12 \text{ ft}^3$$

Desain Kerucut

$$H = 0,5 \times D$$

$$\text{Volume Kerucut} = \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times H$$

$$= \frac{1}{3} \times \frac{3,14}{4} \times 0,5^2$$

$$= 0,065 D^3$$

$$\text{Volume Total} = V \text{ Kerucut} + V \text{ silinder}$$

$$= 0,065 D^3 + 1,17 D^3$$

$$= 1,24 D^3$$

$$ID = \frac{\sqrt[3]{Vt \text{ atas}}}{\sqrt[3]{Vt \text{ bawah}}}$$

$$= \frac{\sqrt[3]{1,088}}{1,24}$$

$$= 0,29 \text{ m}$$

$$= 11,49 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Kerucut} = 0,5 \times D$$

$$= 0,5 \times 0,29 \text{ m}$$

$$= 0,14 \text{ m}$$

$$= 5,74 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi Silo} = H_s + H_k$$

$$= 3,03 + 5,74 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} &= 8,78 \text{ m} \\ &= 345,75 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan

Diameter Silo

$$\text{Tinggi Tangki} = 8,78 \text{ m}$$

Karena volume tangki dibuat over design, h padatan = 90% dari H (tinggi tangki), maka

$$H_{\text{cotton}} = 7,9 \text{ m}$$

Tahap 4 Menentukan Tekanan Design Tangki

$$\begin{aligned} P_{\text{hidrostatik cairan}} &= \rho_{\text{Liquid}} \times g \times h \\ &= 3320 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 3,03 \text{ m} \\ &= 98816,9 \text{ N/m}^2 \\ &= \frac{98816,9}{101325} \\ &= 0,97 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{design}} &= (P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}) \\ &= 1 + 0,97 \text{ atm} \\ &= 1,97 \text{ atm} \\ &= 1,97 \text{ atm} \times \frac{14,695 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} \\ &= 28,97 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tahap 5 Menentukan Tebal dan Diameter Luar Tangki

Bahan yang digunakan adalah *Stainless Steel SA-167 Grade C*, pada *Brownell and Young* (1959) nilai spesifikasi material tersebut adalah sebagai berikut :

$$\begin{aligned} f \text{ (Allowble stress)} &= 18750 \text{ psi} \\ E \text{ (Welding Joint Efficiency)} &= 80\% \\ C \text{ (Corrosion factor)} &= 0,0125 \text{ in/tahun} \\ \text{Jika umur alat} &= 10 \text{ tahun} \\ C \text{ (Corrosion factor)} &= 0,125 \text{ in} \end{aligned}$$

Ketebalan reaktor dapat dihitung dengan persamaan

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

$$\begin{aligned} &= \frac{28,97 \text{ psi} \times 20,24 \text{ in}}{(18750 \text{ psi} \times 80\%) - (0,6 \times 28,97 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,164 \text{ in} \end{aligned}$$

Maka pada (*Brownell & Young 1959, App. F item 1*) digunakan ketebalan sebesar 3/16 in.

$$\text{OD yang digunakan} = \text{ID} + 2 \times t_s = 11,49 \text{ in} + 2 \times 3/16$$

$$\text{OD yang digunakan} = 11,86 \text{ in}$$

Maka pada tabel 5.7 *Brownell and Young* digunakan OD sebesar 12 in.

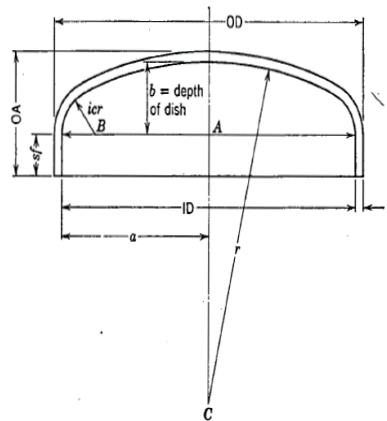
$$\begin{aligned} \text{ID sesungguhnya} &= \text{OD} - 2 \times t_s \\ &\text{(tebal tangki diambil} \\ &\text{1/4 inch)} \\ &= 12 \text{ in} - 2 \times 1/4 \text{ in} \\ &= 11,5 \text{ in} \end{aligned}$$

Tahap 6 Perancangan Head Tangki

Berdasarkan tabel 5.7 *Brownell and Young* dari OD = 12 inc yang digunakan diperoleh nilai

$$\begin{aligned} \text{Icr} &= 3/4 = 0,75 \text{ inch} \\ r &= 12 \\ \text{icr/r} &= \frac{0,75}{12} = 6,25\% > 6\% \text{ maka bisa menggunakan } \textit{torrispherical head} \\ W &= 0,25 \times \left(3 + \sqrt{\frac{R}{\text{icr}}} \right) \\ &= 0,25 \times \left(3 + \sqrt{\frac{12}{0,75}} \right) \\ &= 1,75 \end{aligned}$$

Pada perancangan *torrispherical head* mengacu pada gambar dibawah berikut (*Brownell and Young*).



Gambar L.4. 4 Dimensi Head Silo Kalsium Oksida (S-02)

Nilai ketebalan head dapat dihitung dengan persamaan berikut

$$\begin{aligned} th &= \frac{P \text{ desain} \times rc \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P \text{ desain})} + C \\ &= \frac{19,25 \text{ psi} \times 12 \text{ in} \times 1,75}{(2 \times 18750 \text{ psi} \times 80\%) - (0,2 \times 28,97)} + 0,125 \text{ in} \\ &= 0,02 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan tabel 5.6 *Brownell and Young* maka digunakan tebal head sebesar 3/16 in.

Nilai sf yang dipilih pada tabel head tersebut adalah 3 in.

Adapun perancangan dimensi head sebagai berikut *Brownell and Young* :

$$\begin{aligned} a &= \frac{ID}{2} = \frac{11,5}{2} \\ AB &= \frac{ID}{2} - icr = \frac{39,81}{2} - 0,75 \\ BC &= r - icr = 12 - 0,75 \\ &= 11,25 \text{ in} \\ AC &= (\sqrt{BC^2} - AB^2) = \sqrt{11,25^2 - 0,75^2} \\ &= 10,08 \text{ in} \\ b &= r - AC = 12 - 10,08 \\ &= 1,92 \text{ in} \\ OA &= th + b + sf = (0,1875 + 1,92 + 3) \text{ in} \\ &= 5,11 \text{ in} \end{aligned}$$

$$= 5,11 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} = 0,1 \text{ m}$$

Tahap 7 Perancangan Tinggi Tangki Sesungguhnya

$$\text{Tinggi tangki penyimpanan} = H_{\text{shell}} + O_A = (3,03 + 0,1) \text{ m} = 3,2 \text{ m}$$

L4.1.4 Rotary Dryer (RD-01)

Kapasitas pengeringan : 507,954 kg/h

1119,835 lb/jam

Kandungan air umpan : 29,88 kg air/kg padatan kering (3,2% wet basis)

Kandungan air produk : 0,631 kg air/kg padatan kering (0,1 % wet basis)

T_{S1} : 70 °C

T_{S2} : 100 °C

T_{G1} : 110 °C

T_{G2} : 120 °C

Tahap 1 Mengumpulkan Data

Tabel L.4. 3 Data Awal Perancangan Rotary Dry

	m kg/jam	ρ kg/m ³	Fraksi massa	ρ _c kg/m ³	μ cp	μ _c cp
Asam asetil salisilat (Aspirin)	597,9598	1443	0,9839	1419,83	1,06	1,040
Kalsium Asetat	8,7567	10751	0,0144	154,91	1,04	0,0149
Air	1	3340	0,0016	5,48	1,16	0,00189
Total	607,7141		1	1580,23		1,05593

$$\text{Densitas Campuran} = 1580,23 \text{ kg/m}^3$$

$$= 9860 \text{ lb /ft}^3$$

$$\text{Rate solid} = 507,95 \text{ kg/jam}$$

$$= 1119,83 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Panas ditransfer (Qt)} = 376510,52 \text{ kcal/jam}$$

$$= 1493141,34 \text{ btu/jam}$$

Rate volumetrik	=	$\frac{\text{Rate Solid}}{\text{Densitas Campuran}}$	
	=	$\frac{1119,83 \text{ lb/jam}}{1580,23 \text{ kg/m}^3}$	
	=	11,357 ft ³ /jam	
	=	0,322 m ³ /jam	
Q _t	=	0.4 L D G ^{0.67} LMTD	
Dimana : L/D	=	4-10	(p.12-53 Perry 7ed.)
Trial : L/D	=	4	
D	=	3,2	
	=	437,598	kJ/s
Rate udara masuk	=	20606,129	kg/jam
	=	45428,273	lb/jam

Tahap 3 Menghitung LMTD

Δt_2	=	$T_{G2} - T_{s2}$	=	20	°C
Δt_1	=	$T_{G1} - T_{s1}$	=	40	°C
L	=	L/D x D			
	=	4 x 3,2			
	=	12,8 ft			
Δt_2	=	$T_{G2} - T_{s2}$	=	20	°C
Δt_1	=	$T_{G1} - T_{s1}$	=	40	°C
LMTD	=	$\frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2/\Delta t_1)}$	=	-20	°C
				-0,69	°C
			=	28,85	°C
			=	89,93	°F
S	=	$0.25 \pi D^2$			
	=	8,03 ft ²			
G	=	0,5-5 kg/detik.m ² (Perry ed 6.hal 20-33)			
Diambil G	=	1			
	=	3600 kg/jam.m ²			

$$\begin{aligned}
 &= 737,7082094 \text{ lb/jam.ft}^2 \\
 &\quad \text{Rate Udara Masuk} \\
 S &= \frac{G}{737,7082094 \text{ lb/jam.ft}^2} \\
 &= \frac{45428,273 \text{ lb/jam}}{737,7082094 \text{ lb/jam.ft}^2} \\
 &= 61,58 \text{ ft}^2 \\
 Q_t &= 0,4 \times 12,8 \times 3,2 \times 61,58^{0,67} \\
 &= 21741,99 \text{ btu/jam}
 \end{aligned}$$

Maka diperoleh :

$$\begin{aligned}
 D &= 3,2 \text{ ft} = 0,975 \text{ m} \\
 L &= 12,8 \text{ ft} = 3,901 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Daya

Kecepatan peripheral = 60 - 75 ft/menit (p.12-54 Perry 7ed.)

Diambil = 70 ft/menit

$$\text{Kecepatan Putaran (N)} = \frac{70}{2\pi \cdot 3,2 / 2} = 6,963 \text{ rpm}$$

$$\text{BHP} = \frac{N (4.75 d w + 0.1925 D W + 0.33 W)}{100000} \quad (\text{Perry 6 ed, pers 20 - 44})$$

$$\begin{aligned}
 \text{bhp} &= \text{brake horsepower (1 bhp = 0.75 kW)} \\
 N &= \text{kecepatan putar (rpm)} = 6,963 \text{ rpm} \\
 d &= \text{diameter luar RD (ft)} = 3,247 \text{ ft} \\
 w &= \text{berat bahan (lb)} = 1119,83 \text{ lb/jam} \\
 D &= \text{diameter dinding ring (d+2), ft} = 5,247 \text{ ft} \\
 W &= \text{berat total (lb)} = 10417,009 + 1112,50 \\
 &= 11536,84 \text{ lb}
 \end{aligned}$$

Bhp

$$= \frac{6,9363(4.75 \times 3,24 \times 1112,50 + 0.1925 \times 5,247 \times 11559,90 + 0.33 \times 11559,90)}{100000}$$

$$= 2,271 \text{ bhp}$$

$$= 1,703 \text{ kW}$$

Perhitungan kemiringan rotary dryer

$$Q = U_a V \Delta T \quad (\text{Perry 7 ed, pers 12-51}) \quad (\text{Fig.16.15 Coulson})$$

$$X = \frac{25,7 F'}{S N^{0,9} D}$$

dimana

Q = Rate perpindahan panas (W)

U_a = Volumetric heat transfer coefficient (W/m²K)

V = Volume dryer (m³)

ΔT = Beda suhu rata-rata antara partikel dan gas (K)

D = Diameter drum (m)

F' = Feed rate (m³ /s m²)

S = Slope (kemiringan) dryer (m/m length)

N = Laju putar dryer (Hz)

X = Holdup (% volume drum)

sehingga

$$Q = U_a V \Delta T$$

$$Q = 445,362 \times 1000 = U_a \times 10,43 \times 302,004$$

$$U_a = 141,3842 \text{ W/m}^2\text{K}$$

dimana Holdup = 10 - 15%

Maka, Holdup (X) = 10 % (Fig.16.15 Coulson)

$$X = \frac{25,7 F'}{S N^{0,9} D}$$

$$10\% = \frac{25,7 \times 0,000118}{S \times 0,116^{0,9} \times 0,975}$$

S = 0,027 m/m length (memenuhi, slope = 0-8 cm/m) (Perry 7ed, p.12-56)

Sudut kemiringan = $\tan^{-1}(0,027)$

$$= 1,540^\circ$$

Tebal dinding = 0,5 in

$$\text{Volume dryer} = \frac{\pi}{4} \times \left(3,2 + \frac{0,5}{12}\right)^2 \times 12,8 = 105,64 \text{ ft}^3$$

Berat dryer = volume dryer x densitas

$$= 105,64 \text{ ft}^3 \times 98,60 \text{ lb/ft}^3$$

$$= 10417,009 \text{ lb}$$

L4.1.5 Rotary Vacum Filter (F-01)

Fungsi : Untuk Memisahkan Cake dengan Filtrat

Kondisi Operasi :

Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Tahap 1 Mengumpulkan Data

Tabel L.4. 4 Data Awal Rotary Vacum Filter

Komposisi	m kg/jam	ρ kg/m ³	Fraksi massa	ρ_c kg/m ³	μ cp	μ_c cp
Asam salisilat	30,2541	1443	0,0107	15,40872108	0,00	0
Asetat Anhidrat	21,9677	10751	0,0078	83,35821331	0,91	0,007055713
Kalsium Oksida	1,8983	3340	0,0007	2,237810999	0,00	0
Asam asetil salisilat (Aspirin)	597,9598	1400	0,2111	295,4714523	5,31	1,120681008
Kalsium Asetat	262,4379	1509	0,0926	139,7755845	1,06	0,097815121
Air	29,8980	97549	0,0106	1029,390882	1,04	0,010974654
Solvent (asam asetat)	1888,8315	1049,00	0,6667	699,3333333	1,16	0,77
total	2833,2473		1	2264,975998		2,006526496

Dimana :

V/tc : Laju Volumetrik filtrat, m³ /det

A : Luas Permukaan filter , m²

tC : waktu siklus (time cycle) filter, det

Cs : Konsentrasi padatan dalam umpan masuk, kgpadatan / m³ filtrat

($-\Delta P$) : perbedaan tekanan, Pa
a : tahanan cake, m /kg padatan
f : fraksi (bagian) filter terbenam
m : viskositas filtrat, Pa.det

Tahap 2 Menghitung Laju Filtrasi

$$\begin{aligned}\text{Rate filtrat} &= 2225,53 \text{ kg/jam} \\ &= 0,6182 \text{ kg/s} \\ \rho c &= 2264,97 \text{ kg/m}^3 \\ V/tc &= \frac{\text{Rate Filtrat}}{\rho c} \\ &= \frac{0,6182 \text{ kg/s}}{2264,97 \text{ kg/m}^3} \\ V/tc &= 0,00027 \text{ m}^3 \text{filtrat/s}\end{aligned}$$

Tahap 3 Menghitung Perbedaan Tekanan ($-\Delta P$)

Dari Hugot 474, diambil DP untuk kondisi vacum tertinggi

$$\begin{aligned}-\Delta P &= 20 \text{ inHg} \\ &= 0,668426857 \text{ atm} \\ &= 677283,5133 \text{ Pa} \\ &= 0,677283513 \text{ bar}\end{aligned}$$

Tahap 4 Menghitung Waktu Siklus Filter, tc

$$\frac{-\Delta P}{0,67 tc} = (100 l)^2 \text{ (wallas , pers 11.28)}$$

$$\begin{aligned}\text{Dimana} &: \\ L &= \text{Tebal filter, m} = 1 \text{ cm (Wallas, hal 318)} \\ &= 0,01 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\frac{0,677283513}{(100 \times 0,01)^2 \times 0,67} = 1,011 \text{ menit} = 60,65 \text{ detik}$$

Dari Perry edisi VI halaman 19-79, range tc = 0.1 - 10 menit

Tahap 5 Menghitung tahanan cake, α

$$\begin{aligned}\alpha &= (4,37 \times 10^{-9}) \times (-\Delta P)^{0,3} \text{ (Geankoplis, hal 814)} \\ &= 2,45308 \times 10^{11} \text{ m/kg}\end{aligned}$$

Tahap 6 Menghitung Fraksi/Bagian Filter yang Terbenamkan

$$cs = \frac{Cx \cdot \rho_f}{1 - m \cdot cx}$$

C_x = Fraksi massa solid dalam slurry = 0,7827

m = Rasio massa wet cake dan dry cake, ditetapkan = 1

ρ_f = Densitas filtrat = 2262,89 kg/m³ = 141,27 lb/ft³

$$cs = \frac{0,7827 \times 2262,89}{1 - (1 - 0,7827)}$$

$$= 8149,06 \text{ kg solid/m}^3$$

Tahap 7 Luas Filter

$$V = \frac{2 \times f \times (-\Delta P)}{(tc \times \mu c \times \alpha \times cs)^2}$$

$$V = \frac{2 \times 0,33 \times 677283,5}{(60,65 \times 2,02 \times 2,45 \times 10^{11} \times 8149,06)^2}$$

$$= 1,35 \times 10^{-6} \text{ ft}^2$$

$$= 0,00013 \text{ m}^2$$

$$A = \frac{V/tc}{V} = \frac{0,00027 \text{ m}^3}{0,00013 \text{ m}^2}$$

$$A = 1,9890 \text{ m}^2$$

$$= 21,2016 \text{ ft}^2$$

Tahap 8 Menghitung Ukuran Drum

$$\begin{aligned} \text{Ukuran drum} &= \frac{L/D}{\pi \times D} = 2 \\ A &= \frac{\pi \times D}{4} \times L \\ 21,40 &= \frac{2 \times \pi \times D^2}{4} \\ D &= 1,85 \text{ ft} \\ L &= 3,69 \text{ ft} \end{aligned}$$

L4.1.6 Heating Conveyor (HC-01)

Spesifikasi		
Daya	: 18	kW
	24,1383976	Hp
Conveyor speed	: 0,1-2	m/min
Ukuran	: 6 x 1,05 x 1,25	m
Material	: stainless steel 304	
Temperatur	: 32 - 250	°C
Tipe	: Induction furnace	
Harga alat	: Rp. 130.887.150	

Jumlah : 2 buah

L.4.1.7 Cooling Conveyor (CV-01)

Fungsi = Mendinginkan bahan sampai dengan 32 °C
Type = Plain spouts or chutes

Tabel L.4. 5 Densitas Cooling Conveyor

Komponen	Fraksi massa	Densitas (kg/m ³)	Densitas Campuran kg/m ³
Kalsium			
Asetat	0,014903731	1500	22,3556
Aspirin	0,984096269	14000	13777,35
Air	0,001	997	0,997
Total			13800,7

Perhitungan :

Rate Massa = 601,25 Kg/Jam
= 1325,529 Lb/Jam

Densitas Bahan = 13800,7 Kg/m³
= 862,13 Lb/ft³

Volumetrik Rate Massa lb/Jam
Bahan = $\frac{\text{Rate Massa lb/Jam}}{\text{Densitas lb/ft}^3}$

= 1,537505 ft³/jam
= 0,025625 ft³/menit
862,13 lb/Cuft , Bahan Termasuk Kelas D

Untuk Densitas = Dengan F = 3 [Badger,Tabel 16-6]

Power Motor = $\frac{C. L. W. F}{33000}$ [Badger, Pers 16-5]

Dengan : C = Kapasitas , Cuft/Mnt
L = Panjang , Ft
W = Densitas Lb/Ft³
F = Faktor Bahan

Asumsi Panjang

Screw, L = 70 Ft

Power Motor = 0,140587 Hp

Untuk Power <2 Hp, Maka Dikalikan 2 (Badger : 713)
0,281173

Efisiensi Motor = 80%

Power Motor = 0,351467 Hp

Dari Badger, Fig 16-20 Untuk Kapasitas 1,515 Ft³/Jam Digunakan

Ukuran :

Diameter = 10 In
Kecepatan Putaran = 16 Rpm

Spesifikasi :

Kapasitas = 1,537505 Ft³/Jam
Panjang = 70 Ft
Diameter = 10 In
Kecepatan Putaran = 16 Rpm
Power = 0,351467 Hp
Jumlah = 1 Buah

L.4.1.8 Belt Conveyor (BC-01)

Fungsi : Alat transportasi untuk keindahan produk
keluaran dari ball mill menuju screen
Type : *Troughed Belt on 20° idlers.*
Bahan : *Carbon Steel*

Tahap 1 Mengumpulkan Data

Tabel L.4. 6 Data Awal Belt Conveyor

Komponen	Fraksi massa	Densitas (kg/m ³)	Densitas Campuran kg/m ³
Kalsium Asetat	0,014903731	1500	22,35559578
Aspirin	0,984096269	14000	13777,34777
Air	0,001	997	0,997
Total			13800,70037

Tahap 2 Dasar Perencanaan

Kapasitas bahan = 631,313 kg/jam
= 1391,793 lb/jam
= 0,631 ton/jam
Densitas = 861,16 lb/ft³

Tahap 2 Perhitungan

$$\begin{aligned} \text{Rate volumetrik} &= \frac{\text{massa bahan masuk}}{\text{Densitas Bahan}} = \frac{1391,793 \text{ lb/jam}}{861,164 \text{ lb/ft}^3} = 1,616 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 0,0458 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 164,755 \text{ m}^3/\text{detik} \end{aligned}$$

Dari Perry edisi 7, table 21-7, hlm. 21-11, dipilih spesifikasi *belt conveyor* sebagai berikut :

kapasitas maksimum	=	1	m ³ /detik	
kecepatan belt conveyor	=	600	ft/min	(normal speed : 400 ft/min)
panjang	=	49,212	ft	
lebar / diameter	=	48	in	
	=	4	ft	
kemiringan	=	20°		

Tahap 3 Kebutuhan daya belt conveyor dapat dihitung berdasarkan persamaan pada G.G Brown hal. 57

Untuk Belt Conveyor Pada Keadaan Kosong (Tanpa Beban)

$$H_p = \frac{F(L+L_o)(0,03WS)}{990}$$

Dimana:

F	:	Friction Factor; 0,05 Untuk Plain Bearings, 0,03 Untuk Antifriction Bearing
L	:	Panjang Belt Conveyor (Ft)
Lo	:	100 Untuk Plain Bearings, 150 Untuk Antifriction Bearing
W	:	Massa Benda (Lb)
S	:	Kecepatan Belt (Fpm)

Karena belt dalam keadaan kosong sehingga tidak ada massa benda, maka daya dianggap nol.

Untuk belt conveyor pada keadaan dengan beban

$$H_p = \frac{F(L + L_o)T}{990}$$

dimana:

F	:	friction factor; 0,05 untuk plain bearings, 0,03 untuk antifriction bearing
L	:	panjang belt conveyor (ft)
Lo	:	100 untuk plain bearings, 150 untuk antifriction bearing
T	:	massa material (tons/jam)

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= \frac{0,05(49,21 + 100)631}{990} \\ &= 0,005 \text{ Hp} \end{aligned}$$

L.4.1.9 Bucket Elevator (BE-01)

Perhitungan :

Rate Massa	=	7575,758	kg/jam
	=	8,350	Ton/jam
Tinggi Bucket	=	Tinggi (mill+screen+silo+jarak dari dasar)	
	=	18,16376	ft

Perhitungan Power (Perry 7
tabel 21-8) :

Kapasitas maksimum	=	14	ton/jam
Power pada head shaft	=	1,6	Hp
Power tambahan	=	0,02	hp/ft
	=	0,363275	Hp

Minimum			
0,5 hp	=	0,5	hp
Power total	=	2,1	hp
Efisiensi motor	=	80%	
Power total	=	2,625	hp

dari Perry 7 tabel 21-8 sesuai kapasitas dipilih spesifikasi sebagai berikut :

Spesifikasi :

Kapasitas maksimum	=	14	ton/jam
Ukuran	=	$6 \times 4 \times 4 \frac{1}{2} - 12$	in
Bucket spacing	=	12	in
Jumlah Bucket	=	38	buah
Tinggi elevator	=	66	ft
Ukuran Feed (maximum)	=	$\frac{3}{4}$	in
Bucket Speed	=	$(5,1/14) \times 225$	ft/mnt
	=	82	ft/mnt
Putaran Head Shaft	=	$(5,1 / 14) \times 43$	rpm
	=	16	rpm
lebar Belt	=	7	in
Power total	=	2,1	Hp
Alat Pembantu	=	Hopper Chute (pengumpan)	

Jumlah = 2 buah

L.4.1.10 Ball Mill (BM-01)

Fungsi = Menghaluskan Aspirin Sampai -100 Mesh
Ball Mill Grinding System, Air-Lift

Type = Type

Material = Stainless 304

Kondisi Operasi : Tekanan Operasi = 1 atm
Suhu Operasi = Suhu Kamar
Waktu Proses = Continuos

Rate Massa = 6313,131 Kg/jam
= 6,959028 Ton/jam
= 167,0167 Ton/hari

Berdasarkan Rate massa ton/hari, dari Perry 6 ; tabel 8-18 didapat spesifikasi :

Jenis ball mill = Mercy ball mill
No. Sieve = 100 mesh
Rate maksimum = 180 ton/hari

Berat bola, untuk mercy ball mill, maka digunakan 3 ukuran bola baja : 5, 3 1/2, 2 1/2 in (brown :fig 37) Asumsi berat bola baja di dsitribusikan menjadi 3 bagian (berdasarkan 3 ukuran) Berat bola baja masing-masing ukuran= 13,1 ton/3 = 4,367 ton

Perhitungan jumlah

bola baja :

Diameter bola baja = 5 inch
= 12,7 cm
= 0,127 m

Jari-jari, r = 0,5 x 0,127 m
= 0,06 m

Volume bola baja = $(4/3) \times \pi \times r^3$
= 0,001072 m³
= 1,071987 lt

rho bola baja = 4,8 kg/lt (Perry 7 rd;20-33)

Berat 1 buah bola

baja = 5,145538 kg
= 0,005146 ton
= 0,005146 ton

Berat total bola baja = 4,367 ton (ukuran 5 in)

Jumlah bola baja 5 in = 848,6965 buah

Diameter bola baja	=	3 1/2	inch	
	=	8,89	cm	
	=	0,0889	m	
Jari-jari, r	=	0,50 x 0,089	m	
	=	0,04	m	
Volume bola baja	=	$(4/3) \times \pi \times r^3$		
	=	0,000368	m ³	
	=	0,367692	lt	
rho bola baja	=	4,8	kg/lt	(Perry 7 rd;20-33)
Berat 1 buah bola baja	=	1,76492	kg	
	=	0,001765	ton	
Berat total bola baja	=	4,367	ton	(ukuran 5 in)
Jumlah bola baja 3 1/2	=	2474,334	buah	
Diameter bola baja	=	2 1/2	inch	
	=	6,35	cm	
	=	0,0635	m	
Jari-jari, r	=	0,5 x 0,0635	m	
	=	0,03	m	
Volume bola baja	=	$(4/3) \times \pi \times r^3$		
	=	0,000134	m ³	
	=	0,133998	lt	
rho bola baja	=	4,8	kg/lt	(Perry 7 rd;20-33)
Berat 1 buah bola baja	=	0,643192	kg	
	=	0,000643	ton	
Berat total bola baja	=	4,367	ton	(ukuran 5 in)
Jumlah bola baja 2 1/2 in	=	6789,572	buah	

L.4.1.11 Screen (SCR-01)

Fungsi	=	Menyaring Produk Dari Keluaran Ball Mill
Type	=	Vibrating Screen
Material	=	Stainless 304
Bahan Masuk	=	631,3131 Kg/ Jam

$$= 0,695903 \text{ Ton/Jam}$$

Perhitungan Efisiensi Screen

$$E = \frac{100 \times 100(E - V)}{E(100 - V)} \quad \text{Perry 6 Rd Erry , 21-17}$$

Dimana :

E	=	Efisiensi Screen
E	=	% Undersize Dalam Feed
V	=	% Undersize Dalam Screen Oversize
E	=	95% Dari Feed
V	=	5% Dari Screen Oversize

Sehingga E = 99,72 %

Dari Perry Hal 21-15 Untuk Tie Vibrated Screen Didapat Spesifikasi :

Spesifikasi :

Kapasitas	=	1 Ton
Speed	=	50 Vibration/Dt
Power	=	0,22 Kwh
	=	0,295023 Hp
Ty Equivalent		
Design	=	2-150 Mesh
Sieve No.	=	100
Sieve Design	=	Standard 149 Micron
Size	=	500 X 2000 Mm
	=	1,64 X 0,656 Ft ²
	=	10,75 Ft ²
Effisiensi	=	99,72 %
Jumlah	=	1 Buah

Ukuran yang tersaring diharapkan mempunyai ukuran 100 mesh, produk oversize, 5 % feed, produk undersize, 95 % feed, dan produk undersize dalam oversize, 5% oversize

L.4.1.12 Hopper (HP-01)

Fungsi : Menampung sementara Bauksit sebelum masuk ke dalam Reaktor 1
 Type : Silinder dengan tutup bawah berbentuk conical dengan posisi vertikal

Kondisi Operasi = T = 32 C

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

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam (asumsi)}$$

Komposisi bahan

Bahan masuk :

Komponen	Berat (kg/jam)	X berat	densitas (gr/ml)
Asam asetil salisilat	591,69	0,98	14
Kalsium asetat	8,96	0,01	1,5
Air	0,60	0,001	1
Total	601,25	1	

$$\rho \text{ campuran} = \sum \frac{1}{\frac{\text{Fraksi Berat}}{\rho \text{ komponen}}}$$

$$\begin{aligned} \rho \text{ campuran} &= 2,58 \text{ gr/ml} = 161,047 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Rate massa} &= 601,25 \text{ kg/jam} = 1325,53 \text{ lb/jam} \\ \text{Rate Volumetrik} &= \frac{\text{rate massa}}{\text{densitas campuran}} = \frac{1325,53 \text{ lb/jam}}{233,06 \text{ L/jam}} = 8,2307 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Perencanaan dimensi hopper :

$$\begin{aligned} \text{Asumsi : waktu tinggal} &= 2 \text{ jam} \\ \text{Bahan masuk} &= 16,46 \text{ ft}^3 \\ &= 466,121 \text{ L/jam} \\ &= V \\ \text{Asumsi : V Bahan} &= 80\% \text{ tangki} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= \frac{\text{Bahan Masuk}}{\text{Asumsi V bahan}} \\ &= \frac{16,46 \text{ ft}^3}{80\%} \\ &= 20,57 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Asumsi :

$$\begin{aligned} H &= 1 \text{ D} \\ \alpha &= 30 \text{ derajat} \end{aligned}$$

$$Vs = \frac{\pi}{4} \times Ds^3 = 0,78 Ds^3$$

$$V \text{ tutup bawah} = \frac{\pi \times Ds^3}{24 \text{tg} \alpha} = 0,22 Ds^3$$

$$Vt = Vs + V \text{ tutup bawah}$$

$$20,57 = 0,78 Ds^3 + 0,22 Ds^3$$

$$Ds^3 = 19,56$$

Dt	=	3,5 ft	42 in	1,07 m
Ht	=	3,5 ft	42 in	1,07 m

Tahap 2 Menentukan Ukura`n Hopper dan Ketebalannya

Tinggi conical :

$$H = \frac{\tan \alpha \times (D-m)}{2} \quad [\text{Hesse, pers 4-17}]$$

Keterangan

α = sudut conical : 30 °

D = diameter tangki : ft

m = flat spot center: 12 in = 1 ft

Maka, H Conical = 0,72 ft

$$\text{Vol. conical} = \frac{0,262 \times h \times (D^2 + Dm + m^2)}{24 \tan \alpha}$$

	=	3,2	ft ³	
Vol shell	=	Vol tangki	-	vol conical
Vol shell	=	20,57	-	3,2
	=	17,4	ft ³	
Vol shell	=	3,14 x	D ² x	H/4
17,40961631	=	3,14 x	12 x	H/4
H shell	=	1,81	675	38,465
Jumlah				
tinggi total	=	2,53		
Tekanan				
bahan	=	Density . H	=	2 Psiag
		144		
P operasi	=	14,7	psi	
P design diambil 10% lebih besar dari P operasi untuk faktor keamanan.				
P design	=	1,1 x	P perencanaan	
	=	1,1 x	(14,7 + 1.118)	
	=	18	Psig	

Tahap 3 Menentukan Tebal Minimum Shell & Tebal head

Tebal Shell Berdasarkan ASME Code Untuk

Cylindricall Tank :

$$T_{min} = \frac{P \times R_i}{F \times S} + C \quad (\text{Brownell, Pers. 13-1, Hal.254})$$

$$\text{Dengan } \frac{T_{min}}{P} = \text{Tebal Shell Minimum ; In}$$

$$= \text{Tekanan Tangki}$$

$$\begin{aligned}
 R_i &= \text{Jari-Jari Tangki ; In (1/2 D) = 1,75 Ft = 21 In} \\
 C &= \text{Faktor Korosi ; In (0,125 In)} \\
 E &= \text{Faktor Pengelasan Menggunakan Double Welded, E = 0,8} \\
 F &= \text{stress allowable ; bahan konstruksi plate steel SA-167 grade 3 type 304. maka f : 18750 Psi (brownell, appendix D. hal : 342)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 t_{\min} &= \frac{18 \times 21 + 0,13}{((18750 \times 0,8) - 0,6 \times 18)} \\
 &= 0,150775098 \quad \text{digunakan } 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Perhitungan tebal head : (Brownell pg. 118 eq. 6-154)
 Type : Single welded butt joint tanpa backing up strip dengan efisiensi 70%

$$\begin{aligned}
 a &= 1/2 \text{ sudut conis} \\
 &= 60^\circ/2 \\
 &= 30^\circ \\
 t_c &= \frac{P.R}{2 \cos a (fE - 0,6P)} + C \\
 &= \frac{18 \times 21}{2 \cos 30 ((18750 \times 0,8) - 0,6 \times 17)} + 0,13 \\
 &= 0,139876586 \text{ in} \quad \text{atau bisa menggunakan } 3/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

L.4.1.13 Blower (B-01)

Fungsi : Untuk menghembuskan udara menuju rotary dryer
 Tipe : *Centrifugal blower*
 Bahan : *Carbon steel*

Perhitungan

$$\begin{aligned}
 \text{Rate udara} &= 20.606 \text{ kg/jam} \\
 &= 45428,27 \text{ lb/jam} \\
 &= 757,138 \text{ lb/menit} \\
 \text{Suhu udara masuk} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} \\
 &= 86 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Institut Teknologi Indonesia

$$\text{Humidity udara (H)} = 0,014$$

Dari Perry edisi 3, hlm. 8-11 didapat :

$$\text{Spesifik volume udara (Vs)} = 0,0405 \times (460 + T) \times (0,622 + H)$$

$$\begin{aligned} V_s &= 0,0405 \times (460 + 86) \times (0,622 + 0,014) \\ &= 14,06 \text{ ft}^3/\text{lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Rate Volumetrik} &= \text{Rate udara} \times V_s \\ &= 757,138 \text{ lb/menit} \times 14,06 \text{ ft}^3/\text{lb} \\ &= 10648,287 \text{ ft}^3/\text{menit} \end{aligned}$$

$$\text{Power Blower} = \frac{144 \times Q (P_1 - P_2)}{33000} \quad (\text{Perry edisi 6, hlm. 14-13})$$

$$\text{Dimana : } P_1 - P_2 = 0,5 - 10 \text{ lb/in}^2 \quad (\text{Perry edisi 4, hlm. 6-20})$$

$$\begin{aligned} \text{Power Blower} &= \frac{144 \times 10648,287(0,5)}{33000} \\ &= 23,23 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\eta_{\text{motor}} = 80 \%$$

$$\text{Sehingga, daya motor} = \frac{\text{Power Blower}}{\eta_{\text{motor}}}$$

$$\text{Sehingga, daya motor} = \frac{23,23}{0,85}$$

$$\text{Sehingga, daya motor} = 27 \text{ Hp}$$

L.4.1.14 Reaktor CSRT (R-01)

Tahap 1 Kondisi Operasi dan Data Awal

Fungsi	:	Sebagai tempat reaksi pembentukan senyawa Aspirin
Fasa	:	Padat – cair
Bentuk	:	Tangki silinder vertikal dengan atap berbentuk Torispherical head.
Bahan	:	Stainless Steel SA- 167 grade 11 type 316
Jumlah	:	1 Unit
Temperatur	:	100°C
Tekanan	:	1 atm
Waktu	:	20 menit

Tinggal

Tabel L.4. 7 Komponen massa masuk di R-01

Komponen	Laju alir massa (m) (kg/jam)	Fraksi massa (Xi)	ρ (kg/m ³)	ρ cam (kg/m ³)
Asam	482,326	0,517	90,083	46,614
Salisilat				
Asetat	356,113	0,382	67,116	25,641
Anhidrat				
Kalsium	93,678	0,101	208,509	20,955
Oksida				
Total	932,117	1,000		93,21

Densitas campuran : 93,211 lb/ft³

Tahap 2 Perhitungan Volume Reaktor

Volume Tangki

Laju umpan = 932,117 kg/jam

= 2054,946 lb/jam

Volume cairan total = $\frac{m}{\rho} = \frac{2054,946 \text{ lb/jam}}{93,211 \text{ lb/ft}^3} \times$

1 jam

= 22,046 ft³

Digunakan *over design* 30% sehingga :

Volume tangki = (1+*over design*) x

volume cairan

= 1,3 x 22,046 m³

= 28,66 ft³

Tahap 3 Penentuan Tinggi dan Diameter Reaktor

H/D yang digunakan = 1,5

$$\begin{aligned}
 \text{Diameter Reaktor} &= \left(\frac{4 \times V}{1,5 \times \pi} \right)^{\frac{1}{3}} \\
 &= \left(\frac{4 \times 28,66}{1,5 \times 3,14} \right)^{\frac{1}{3}} &= 8,113 \text{ ft} \\
 &= 8,113 \text{ ft} \times \frac{12 \text{ in}}{\text{ft}} &= 97,36 \text{ in} \\
 \text{Jari – jari Reaktor} &= \frac{97,36 \text{ in}}{2} &= 48,68 \text{ in} \\
 \text{Tinggi Reaktor} &= 1,5 \times D \\
 &= 1,5 \times 8,113 \text{ m} &= 12,17 \text{ ft} \\
 &= 12,17 \text{ ft} \times \frac{12 \text{ in}}{\text{ft}} &= 146 \text{ in} \\
 \text{Tinggi cairan awal} &= \frac{\text{Volume Liquid} \times 4}{\pi \times D^2} \\
 &= \frac{28,66 \text{ ft}^3 \times 4}{3,14 \times (8,113 \text{ ft})^2} \\
 &= 0,5 \text{ ft} \\
 &= 0,2 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tahap 4 Perancangan Dimensi dan Ketebalan Reaktor

$$\begin{aligned}
 \text{P Hidrostatik Cairan} &= \rho L \times g \times h \\
 &= 1493,05 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,2 \text{ ft} \\
 &= 29263,82 \text{ kg/m.s}^2 \\
 &= 29263,83 \text{ kg/m.s}^2 \times \frac{1 \text{ atm}}{101325 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}^2}} \\
 &= 0,3 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{P design} &= 1,2 \times (\text{P operasi} + \text{P hidrostatik}) \\
 &= 1,2 \times (1 + 0,3) \text{ atm} \\
 &= 1,56 \text{ atm} \times \frac{14,69 \text{ psi}}{1 \text{ atm}} = 22,92 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Bahan yang digunakan adalah *Stainless Steel SA – 167 Grade 11 type 316*, pada *Brownell and Young* nilai spesifikasi material tersebut adalah sebagai berikut :

Institut Teknologi Indonesia

f (allowable stress)	= 18750 psi
E (Welding joint efficiency)	= 80%
C (Corrosion Factor)	= 0,0125 in/tahun
Jika umur alat	= 10 tahun
C (Corrosion Factor)	= 0,125 in

Berdasarkan *Brownell and Young*, tabel 5.7 ketebalan reaktor dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}ts &= \frac{P_{desain} \times r_i}{(f \times E) - (0,6 \times P_{desain})} + C \\&= \frac{22,92 \text{ psi} \times 48}{,67 \text{ in}(18,750 \times 0,8) - (0,6 \times 22,92 \text{ psi})} + 0,125 \\&= 0,2 \text{ in}\end{aligned}$$

Maka pada tabel 5.7 *Brownell and Young* digunakan ketebalan sebesar 0,3125 in.

$$\text{OD yang digunakan} = \text{ID} + 2 \times ts$$

$$\text{OD yang digunakan} = 97,35 \text{ in} + 2 \times 0,3125 \text{ in} = 98$$

Maka pada tabel 5.7 *Brownell and Young* digunakan OD sebesar 102.

$$\text{ID} = \text{OD} - 2 \times ts$$

sesungguhnya

$$\text{ID} = 102 - 2 \times 0,3125 \text{ in} = 101,375 \text{ in}$$

sesungguhnya

$$\text{ID} = 101,3755 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}} = 2,57 \text{ m}$$

sesungguhnya

Tahap 4 Perancangan Dimensi dan Ketebalan Reaktor

Berdasarkan tabel 5.7 *Brownell and Young* dari OD yang digunakan diperoleh nilai

$$I_{cr} = 6,125$$

$$r = 96$$

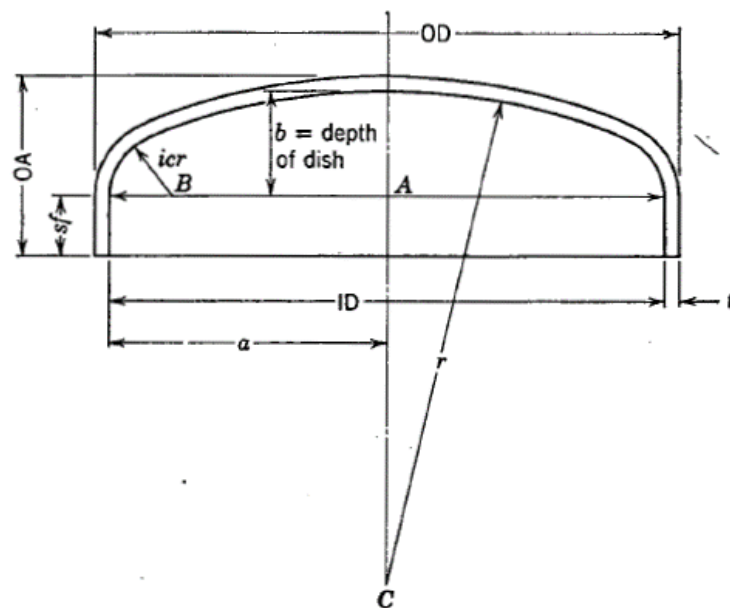
$$I_{cr} / r = 6,38\% > 6\% \quad \text{Maka bisa menggunakan Torrispherical Head}$$

$$W = 0,25 \times \left(3 + \sqrt{\frac{r}{icr}} \right)$$

$$W = 0,25 \times \left(3 + \sqrt{\frac{96}{6,125}} \right)$$

$$W = 1,74$$

Pada Perancangan *torrispherical head* mengacu pada gambar dibawah berikut (*Brownell and Young*)



Gambar L.4. 5 Dimensi Perancangan Head (R-01)

Nilai ketebalan head dapat dihitung dengan persamaan berikut

$$th = \frac{P \text{ desain} \times ri \times W}{(2 \times f \times E) - (0,2 \times P \text{ desain})} + C$$

$$th = \frac{22,916 \text{ psi} \times 96 \times 1,740}{(2 \times 18750 \text{ psi} \times 0,8) - (0,2 \times 22,916 \text{ psi})} + 0,125 \text{ in}$$

$$th = 0,253 \text{ in}$$

Berdasarkan tabel 5.6 *Brownell and Young* maka digunakan tebal head 0,375 in.

Nilai sf yang dipilih pada tebal head tersebut adalah 1,5 in.

Adapun perancangan dimensi head sebagai berikut *Brownell and young* :

$$= \frac{ID}{2} = \frac{101,375}{2} = 50,68$$

$$B = \frac{ID}{2} - icr = 50,68 - 6,125 = 44,56$$

$$= r - icr = 96 - 6,125 = 89,88$$

$$C = \sqrt{BC^2} - AB^2 = \sqrt{88,88^2} - 50,68^2 = 78,04$$

$$= r - AC = 96 - 62,709 = 17,95$$

$$= th + b + sf = (0,375 + 17,95 + 1,5)in = 19,82 in$$

$$A = 19,82 in \times \frac{0,0254 m}{1 in} = 0,5 m$$

$$= 0,0000049 \times ID^3 = 0,0000049 \times 101,38^3 = 5,1 in^3$$

$$h' = 0,000837 m^3$$

$$= 0,25 \times \pi \times ID^2 \times sf = 0,25 \times 3,14 \times 101,38^2 \times 1,5$$

$$sf = 12101,04 in^3$$

$$= 0,2 m^3$$

$$\text{Total volume pada head} = Vh' + Vsf$$

$$= (0,000837 + 0,2) m^3$$

$$= 0,2 m^3$$

$$\text{Volume Shell} = Vt - 2 \times Vh = 0,8 m^3 - 2 \times 0,2 m^3 = 0,4 m^3$$

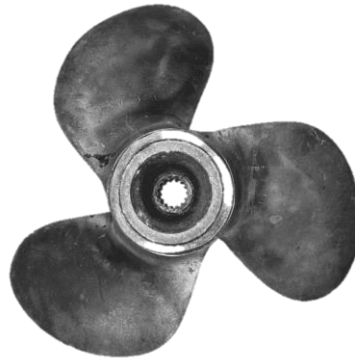
$$H \text{ shell} = \frac{V \text{ shell} \times 4}{\pi \times ID^2} = \frac{0,4 m^3 \times 4}{3,14 \times 2,57^2 m} = 0,077 m$$

$$\text{Tinggi Reaktor total} = Hshell + 2 \times OA$$

$$= 0,077 m + 2 \times 0,5 m$$

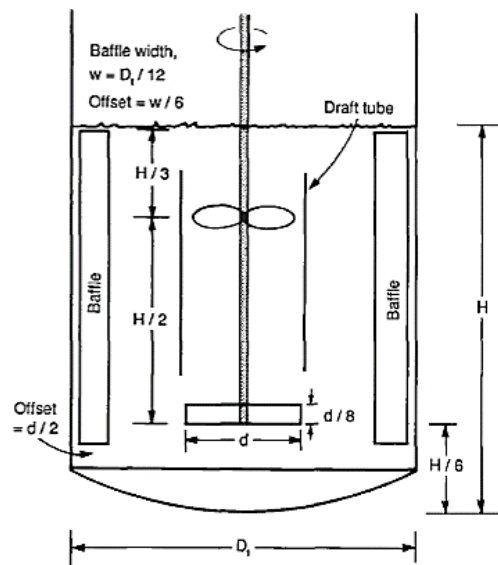
$$= 1,077 m$$

Tahap 6 Perancangan Dimensi Pengaduk



Gambar L.4. 6 propeller with 3 blades

Dari nilai viskositas yang diperoleh yaitu sebesar > 10.000 cP, oleh karena itu larutan yang cukup kental maka digunakan propeller with 3 blades, jenis pengaduk ini mampu menjangkau campuran dengan viskositas yang rendah (Walas, 1990). Adapun perhitungan posisi pengaduk dapat dilihat pada gambar berikut :



Gambar L.4. 7 Dimensi Perancangan Tangki Berpengaduk

Maka dimensi dan posisi pengaduk dapat dihitung sebagai berikut :

Penentuan Diameter Impeller

$$\frac{\text{ID tangki (D}_t\text{)}}{\text{Diameter Impeller (D}_i\text{)}} = 3$$

Brown hal 507, perancangan dimensi propeller with 3 blades

$$\text{Diameter Impeller (D}_i\text{)} = \frac{2,57 \text{ m}}{3} = 0,86 \text{ meter}$$

Rencana pengaduk:

Jenis pengaduk : propeller with 3 blades
 Bahan impeller : High Alloy Steel SA 240 Grade M type 316
 Bahan poros pengaduk : Hot Rolled Steel SAE 1020

Dari G.G. Brown hal 507, didapatkan:

- D_t/D_i = 3
 - Z_i/D_i = 0,85
 - W/D_i = 0,1
 Dimana: D_t = Diameter dalam silinder
 D_i = Diameter impeller
 Z_i = Tinggi impeller dari dasar tangki
 Z_l = Tinggi liquid dalam silinder
 W = Lebar baffel impeller
 L = Panjang impeller

Menghitung dimensi pengaduk

Menghitung tinggi impeller dari dasar tangki

$$\begin{aligned} Z_i &= 0,85 D_i \\ Z_i &= 0,85 \times D_i \\ &= 0,85 \times 0,86 \\ &= 0,731 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung panjang impeller

$$\begin{aligned} L &= \frac{1}{4} D_i \\ L &= \frac{1}{4} \times D_i \\ &= \frac{1}{4} \times 0,86 \\ &= 0,215 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung lebar impeller

$$\begin{aligned} W &= 0,1 D_i \\ W &= 0,1 \times 0,86 \\ &= 0,086 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan tebal blade

$$\begin{aligned} J &= \frac{1}{12} D_t \\ J &= \frac{1}{12} \times D_t \\ &= \frac{1}{12} \times 2,57 \end{aligned}$$

$$= \frac{12}{0,215 \text{ m}}$$

Penentuan Jumlah Impeller

$$\frac{h_{\text{shell}}}{\text{ID tangki (Dt)}} = \frac{0,07 \text{ meter}}{2,57 \text{ meter}} = 0,1 \text{ meter}$$

Berdasarkan Wallas halaman 288, apabila viskositas <25.000 cP dan h/dt < 1,4 , maka jumlah impeller yang dibutuhkan adalah 2 buah. Dalam perancangan ini, jumlah impeller yang dibutuhkan adalah 2 buah.

Tahap 7 Penentuan Daya Pengaduk

Dalam penentuan daya pengaduk ini digunakan metode *Trial and Error* pada nilai n untuk mencapai NP yang konsisten antara NP grafik dengan NP dari persamaan. Persamaan bilangan reynolds (NRe) dalam penentuan daya pengaduk ini dinyatakan dalam :

$$NRe = \frac{n \times D_i^2 \times \rho_{\text{campuran}}}{\mu_{\text{campuran}}}$$

$$NRe = \frac{n \times 0,856^2 \text{ m} \times 1493 \text{ kg/m}^3}{0,00029 \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}$$

Diperoleh persamaan bilangan reynolds dengan fungsi n sebagai berikut :

$$NRe = 3778336,75 n$$

$$\text{Volume reaktor} = 0,8 \text{ m}^3 \times \frac{1 \text{ gallon}}{0,003785 \text{ m}^3} = 211,36 \text{ gallon}$$

Berdasarkan Wallas halaman 288, reaksi yang terlibat dalam reaktor ini berbentuk seperti slurry sehingga daya (dalam HP) untuk setiap 1000 gallon yang dibutuhkan adalah 10 HP.

$$\text{Daya pengaduk teoritis (P)} = \frac{\text{Volume Reaktor}}{\text{HP}} = \frac{211,36 \text{ gallon}}{1000 \text{ gallon}} \times 10 \text{ HP} = 2,11 \text{ HP}$$

$$\text{Daya pengaduk teoritis (P)} = 2,11 \text{ HP} \times \frac{0,746 \text{ kg} \cdot \text{m/s}}{1 \text{ HP}} = 1,6 \text{ kg} \cdot \text{m/s}$$

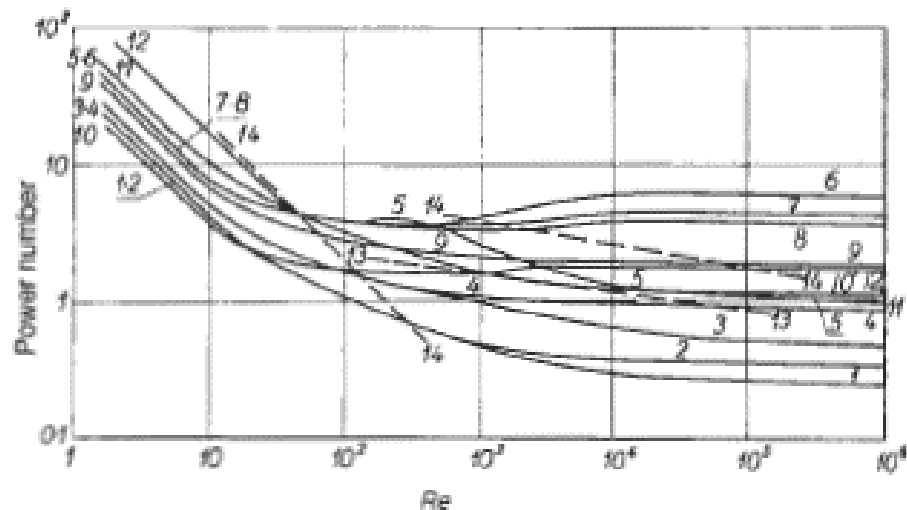
$$NP = \frac{P \times g}{\rho_{\text{campuran}} \times n^3 \times D_i^5}$$

$$NP = \frac{1,6 \text{ kg} \cdot \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 9,8 \text{ m/s}^2}{1493 \text{ kg/m}^3 \times n^3 \times (0,86 \text{ m})^5}$$

Diperoleh NP sebagai fungsi n^3 sebagai berikut :

$$NP = \frac{0,022}{n^3}$$

Dari kedua persamaan diatas diperoleh persamaan NRe dan NP dalam fungsi n. Adapun langkah selanjutnya adalah metode *Trial and Error* dalam memvariasikan nilai n untuk memperoleh nilai NP yang konsisten antara grafik dengan persamaan NP diatas. Berdasarkan grafik Wallas halaman 292, *propeller with 3 blades* digunakan kurva nomor 15 untuk mengetahui nilai NP dari nilai NRe yang diperoleh.



Gambar L.4. 8 Grafik Penentuan NP

Dari hasil *Trial and Error* yang dilakukan diperoleh :

Tabel L.4. 8 Trial and Error nilai n

n (rpm)	n (rps)	Nilai Re	NP grafik	Np pers.2
100	1,667	6346108	0,90	0,0048
17,5	0,3	1110482,34	0,90	0,90

Maka digunakan :

$$N = 17,5 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ m}}{60 \text{ s}} = 0,3 \text{ rps}$$

$$NRe = 1110482,34$$

$$\begin{aligned} \text{NP} &= 0,90 \\ \text{dari grafik} \\ \text{NP} &= 0,90 \end{aligned}$$

Besarnya putaran pengaduk adalah 0,3 rps. Langkah selanjutnya adalah menentukan daya pengaduk aktual (Pi) yang diperoleh setelah nilai n telah diketahui. Adapun nilai daya pengaduk aktual (Pi) dapat dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$P_i = \frac{KT \times \rho \text{ campuran} \times n^3 \times D_i^5}{g}$$

Adapun nilai koefisien KT untuk propeller three blades adalah 0,32 (McCabe) sehingga

$$P_i = \frac{0,32 \times 1493 \times (0,3 \text{ rps})^3 \times (0,86 \text{ meter})^5}{9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$P_i = 0,619 \text{ kg} \cdot \frac{\text{m}}{\text{s}} \times \frac{0,0131 \text{ HP}}{1 \text{ kg} \cdot \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 0,008 \text{ HP}$$

Dengan asumsi efisiensi pengaduk adalah 85% maka :

$$\text{Efisiensi } 85\% = \frac{P_i}{85\%}$$

$$\text{Efisiensi} = \frac{0,008 \text{ HP}}{85\%} = 0,0095 \text{ HP}$$

Tahap 8 Perancangan Sistem Pendingin

Dari neraca energi, diperoleh

$$Q \text{ pendingin} = 5535,45 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}$$

$$t \text{ in pendingin} = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$t \text{ out pendingin} = 45^\circ\text{C} = 113^\circ\text{F}$$

$$T \text{ Reaktor} = 70^\circ\text{C} = 158^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\text{LN} \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\text{LMTD} = \frac{(158^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}) - (158^\circ\text{F} - 113^\circ\text{F})}{\text{LN} \frac{(158^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F})}{(158^\circ\text{F} - 113^\circ\text{F})}}$$

$$\text{LMTD} = 132,275^\circ\text{F}$$

Koefisien transfer panas kotor (UD) menurut Kern (1965) pada *Heavy organics – cooling water* yaitu 150-500 BTU/ft².jam.°F

$$\text{UD dipilih} = 250 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Nilai A yang dibutuhkan} = \frac{21966,45 \text{ btu/jam}}{250 \frac{\text{btu}}{\text{ft}^2} \cdot \text{jam} \cdot ^\circ\text{F} \times 132,275^\circ\text{F}}$$

$$\text{Nilai A yang dibutuhkan} = 0,66 \text{ ft}^2$$

Massa air pendingin dari neraca energi adalah 16,742 kg/jam

$$\text{Volume air pendingin} = \frac{\text{Massa air pendingin}}{\text{Densitas air}} = \frac{16,742 \text{ kg/jam}}{1000 \text{ kg/m}^3} = 0,016742 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal air pendingin} = 5 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} = 0,083 \text{ jam}$$

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

$$\begin{aligned} \text{Volume jaket} &= 0,016742 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,083 \text{ jam} \\ &= 0,00139 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Tinggi jaket dirancang} = 2 \text{ meter}$$

$$(\text{ODJ} - \text{OD})^2 = \frac{V_j \times 4}{\pi \times H}$$

$$\text{ODJ} = \sqrt{\frac{V_j \times 4}{\pi \times H}} + \text{OD}$$

$$\text{ODJ} = \sqrt{\frac{0,00139 \text{ m}^3 \times 4}{3,14 \times 2 \text{ meter}}} + 0,66 \text{ meter}$$

$$\text{ODJ} = 0,66 \text{ meter}$$

$$\text{Luas selimut jaket} = \pi \times \text{ODJ} \times H$$

$$\begin{aligned} \text{Luas selimut jaket} &= 3,14 \times 0,66 \text{ meter} \times 2 \text{ meter} \\ &= 4,14 \text{ meter}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Luas selimut jaket} = 4,14 \text{ meter}^2 \times \frac{10,76 \text{ ft}^2}{1 \text{ m}^2} = 44,55 \text{ ft}^2$$

$$A = 0,66 \text{ ft}^2$$

$$\text{Luas Selimut Jaket} = 44,55 \text{ ft}^2$$

Dikarenakan luas selimut jaket > Nilai luas transfer panas yang diperlukan, maka perancangan sistem pendingin telah sesuai.

$$\text{Tebal jaket} = \frac{ODJ - OD}{2} = \frac{10 \text{ m} - 2,59 \text{ m}}{2} = 3,7 \text{ meter}$$

Tahap 9 Perancangan Nozzle

List nozzle :

- a. Nozzle inlet Asetat Anhidrat
- b. Nozzle outlet Reaktor

Nozzle inlet Asetat Anhidrat

Komponen	Massa (kg/jam)	Densitas (kg/m ³)	Volume (m ³ /s)
Asetat Anhidrat	356,113	1075	0,33

$$\text{Volume inlet} = 0,000092 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V \text{ fluid velocity} = 3,93 \frac{\text{m}^3}{\text{s}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}} = 14148 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$ID \text{ opt} = \left(\frac{4 \times v}{\pi \times v} \right) = \left(\frac{4 \times 5,6 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{3,14 \times 5,6 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}} \right) = 1,129 \text{ in}$$

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. ²	Surface per lin ft, ft. ² /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40* 80†	0.280 0.215	0.058 0.036	0.106	0.070 0.056	0.25 0.32
1/4	0.540	40* 80†	0.364 0.302	0.104 0.072	0.141	0.095 0.079	0.43 0.54
3/8	0.675	40* 80†	0.493 0.423	0.192 0.141	0.177	0.129 0.111	0.57 0.74
1/2	0.840	40* 80†	0.622 0.546	0.304 0.235	0.220	0.163 0.143	0.85 1.09
3/4	1.05	40* 80†	0.824 0.742	0.534 0.432	0.275	0.216 0.194	1.13 1.48
1	1.32	40* 80†	1.049 0.957	0.804 0.718	0.344	0.274 0.250	1.68 2.17
1 1/4	1.66	40* 80†	1.380 1.278	1.50 1.28	0.435	0.362 0.335	2.28 3.00
1 1/2	1.90	40* 80†	1.610 1.500	2.04 1.76	0.498	0.422 0.393	2.72 3.64
2	2.38	40* 80†	2.067 1.939	3.35 2.95	0.622	0.542 0.508	3.66 5.03
2 1/2	2.88	40* 80†	2.469 2.323	4.79 4.23	0.753	0.647 0.609	5.80 7.67
3	3.50	40* 80†	3.068 2.900	7.33 6.61	0.917	0.804 0.760	7.58 10.3
4	4.50	40* 80†	4.026 3.826	12.7 11.5	1.178	1.055 1.002	10.8 15.0
6	6.625	40* 80†	6.065 5.761	28.9 26.1	1.734	1.590 1.510	19.0 28.6
8	8.625	40* 80†	7.981 7.625	50.0 45.7	2.258	2.090 2.000	28.6 43.4
10	10.75	40* 60	10.02 9.75	78.8 74.6	2.814	2.62 2.55	40.5 54.8
12	12.75	30	12.00	115	3.338	3.17	48.8
14	14.0	30	13.25	138	3.668	3.47	54.5
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
18	18.0	20†	17.25	234	4.712	4.52	72.7
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
22	22.0	20†	21.25	355	5.747	5.56	94.0
24	24.0	20	23.25	436	6.283	6.09	94.7

Gambar L.4. 9 Perancangan Nozzle Reaktor

Dipilih spesifikasi nozzle :

IPS = 1 1/4 in

OD = 1,66 in

Sche no = 80

ID in = 1,278

Flow area per pipe = 1,28 in²

Surface = 0,435 ft²/ft

Surface inside = 0,335 ft²/ft

L.4.1.15 Pompa (P-101)

Untuk memindahkan fluida dari satu proses ke proses lain, diperlukan alat berupa pompa. Pompa terdapat pada bagian proses maupun alat penunjang (utilitas). Salah satu dari beberapa pompa yang digunakan memiliki spesifikasi sebagai berikut.

Kode alat : P-101

Fungsi : Mengalirkan asetat Anhidrat dari tangki-02 ke Reaktor-01

Fasa : Cair

Tipe : *Centrifugal Pump*

Jumlah : 1 unit

Data :

Massa bahan (m) = 356,11 kg/jam

= 0,32 m³/jam

P_{in} = 1,01 bar = 1 atm = 14,5038 psi

P_{out} = 1,01 bar = 1 atm = 14,5038 psi

Data Properti Fisik

Densitas (ρ) = 1085 kg/m³

Viskositas (η) = 0,91 cP

= 0,0009 Pa.s

Laju alir Volumetrik (Q) = 0,74 m³/jam

Temperatur (T) = 32 °C

Faktor kekasaran bahan (ϵ) = 0,015 mm

Asumsi Panjang Pipa

Asumsi panjang pipa yang dilalui oleh fluida:

Pipa 1 (sebelum pompa) : 5 m

Pipa 2 (setelah pompa) : 10 m

Pipa 3 (vertikal) : 15 m

Pipa 4 (horizontal) : 1 m
 Fitting : terdapat 2 elbow 90°

Dihitung nilai *pressure drop* (ΔP) tiap segmen pipa untuk akhirnya diperoleh spesifikasi pompa sentrifugal (P-101).

Kalkulasi Pipa

- *Pipa 1*

Panjang (L) = 5 m

Inside Diameter (ID) = 5 in
 = 141,3 mm = 0,1413 m

Elevasi (Elv) = 0 m

Tekanan Masuk (P_{in}) = 101,325 kPa

Luas penampang (A) = $\frac{1}{4} \times \pi \times ID^2$
 = $\frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times (141,3 \text{ mm})^2$
 = 15.687,38 mm²
 = 0,016 m²

Kecepatan (v) = $\frac{Q}{A}$
 = $\frac{0,32 \text{ m}^3/\text{jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}}}{0,016 \text{ m}^2}$
 = 2,1 m/detik

Bil. Reynold (Re) = $\frac{\rho \times v \times ID}{\mu}$
 = $\frac{1.085 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,01 \frac{\text{m}}{\text{s}} \times 0,1413 \text{ m}}{0,001 \text{ Pa.s}}$
 = 979,12

Friction (fD) = $\frac{0,25}{\log \left(\frac{\epsilon}{3,7 \times ID + \frac{5,74}{Re^{0,9}}} \right)^2}$
 = $\frac{0,25}{\log \left(\frac{0,015}{3,7 \times 141,3 + \frac{5,74}{979,12^{0,9}}} \right)^2}$
 = 0,066

$$\begin{aligned}\text{Head loss (H-loss)} &= \frac{fD}{\frac{L}{ID} \times \frac{v^2}{2g}} \\ &= \frac{0,066}{\frac{5 \text{ m}}{0,14 \text{ m}} \cdot \frac{(0,01 \text{ m/detik})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/detik}^2}} \\ &= 0,00000408 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Pressure drop } (\Delta P) &= \rho \times g \times \text{H-loss} \\ &= 1085 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,00001 \text{ m} \\ &= 0,00086 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}P_{\text{out}} &= P_{\text{in}} - \Delta P \\ &= (101,325 - (0,00086)) \text{ kPa} \\ &= 101,325 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta P/100 &= \frac{100}{L} \times \Delta P \\ &= \frac{100}{5} \times 0,00086 \text{ kPa} \\ &= 0,00086 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Kec. maksimum } (v_{\text{max}}) &= \sqrt{\frac{80}{\frac{fD}{4} \times \rho}} \\ &= \sqrt{\frac{80}{\frac{0,066}{4} \times 1.085 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 2,1 \text{ m/s}\end{aligned}$$

Terdapat dua data yang ditetapkan sebagai set point dalam penentuan besar ID pipa, yaitu nilai $\Delta P/100$ harus dibawah 5 kPa dan kecepatan aliran fluida di pipa harus lebih kecil dari kecepatan maksimumnya. Kemudian dilakukan trial terhadap nilai ID pipa dengan 2 set point tersebut, Sehingga didapat nilai ID sebesar 141,3 mm = 5 inch. Berdasarkan nilai ID yang didapatkan, maka diambil ukuran ID pipa standart sebesar 5 inch (Sumber : Brownell, appendix K, hal.387).

Setelah segmen pipa 1 kemudian diselingi *fitting* serta *valve*, dirancang adanya pompa. Oleh karena itu kalkulasi dilakukan dengan mengacu pada segmen pipa terakhir dengan P_{out} tetap pada 101,325 kPa, dengan perhitungan sebagai berikut.

- *Pipa 2*

$$\text{Panjang (L)} = 10 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter (ID)} = 141,3 \text{ mm}$$

$$\text{Elevasi (Elv)} = 0 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan masuk (P}_{\text{in}}) &= P_{\text{out}} - \Delta P \\ &= 260,821 \text{ kPa}\end{aligned}$$

Adapun nilai yang mengalami perubahan adalah H-loss, ΔP , dan P_{out} , dengan hasil sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan (v)} &= 0,005 \text{ m/s} \\ \text{Bilangan Reynold (Re)} &= 979,121 \\ \text{Friction (fD)} &= 0,066 \\ \text{Head loss (H-loss)} &= 0,000054 \text{ m} \\ \text{Pressure drop (\Delta P)} &= 0,00058 \text{ kPa} \\ \text{Tekanan keluar (P}_{\text{out}}) &= P_{\text{in}} \text{ pada segmen selanjutnya (Fitting 1)} \\ &= 347,257 \text{ kPa} \\ \Delta P/100 &= 0,0058 \text{ kPa}\end{aligned}$$

- *Pipa 3*

$$\begin{aligned}\text{Panjang (L)} &= 15 \text{ m} \\ \text{Inside Diameter (ID)} &= 141,3 \text{ mm} \\ \text{Elevasi (Elv)} &= 15 \text{ m (melawan gaya gravitasi)} \\ \text{Tekanan masuk (P}_{\text{in}}) &= P_{\text{out}} + \Delta P \\ &= 260,82 \text{ kPa}\end{aligned}$$

Dengan metode yang sama seperti kalkulasi pada pipa 1, diperoleh beberapa data yang sama, seperti kecepatan (v), Bilangan Reynold (Re), friction factor (fD), serta kecepatan maksimum (v_{max}). Adapun nilai yang mengalami perubahan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Head loss (H-loss)} &= 0,000012 \text{ m} \\ \text{Tekanan keluar (P}_{\text{out}}) &= P_{\text{in}} \text{ pada segmen selanjutnya (Fitting 2)} \\ &= 101,325 \text{ kPa} \\ \text{Pressure drop (\Delta P)} &= 159,49 \text{ kPa} \\ \Delta P/100 &= 1063,3 \text{ kPa}\end{aligned}$$

- *Pipa 4*

$$\text{Panjang (L)} = 1 \text{ m}$$

Institut Teknologi Indonesia

Inside Diameter (ID)	= 141,3 mm
Elevasi (Elv)	= 0 m
Tekanan masuk (P_{in})	= $P_{out} + \Delta P$
	= 101,325 kPa

Adapun nilai yang mengalami perubahan adalah sebagai berikut:

Head loss (H-loss)	= 0,0000081 m
Tekanan keluar (P_{out})	= 101,325 kPa
Pressure drop (ΔP)	= 0,000086 kPa
$\Delta P/100$	= 0,00086 kPa

Kalkulasi Fitting

1. Fitting 1

Tipe	= elbow 90°
Jumlah	= 1
K value	= $0,45 \times 1$
	= 0,45
Kecepatan (v)	= nilai v pada pipa
	= 0,005 m/s
Head loss (H-loss)	= $\frac{K \text{ value} \times v^2}{2g}$
	= $\frac{0,45 \times 2,1 \text{ m/s}}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$
	= 0,000001 m
Pressure drop (ΔP)	= $\mu \times g \times \text{H-loss}$
	= $0,0009 \text{ Pa.s} \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,000004 \text{ m}$
	= 6,91E-12 kPa

Karena adanya pompa, maka proses kalkulasi dilakukan dengan mengacu pada segmen pipa terakhir dengan P_{out} tetap pada 347,257 kPa. Sehingga didapatkan P_{out} dan P_{in} sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Tekanan masuk } (P_{in}) &= P_{out} + \Delta P \\ &= 260,82 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan keluar } (P_{out}) &= \text{Tekanan masuk pipa setelahnya (Pipa 3)} \\ &= 260,82 \text{ kPa}\end{aligned}$$

2. *Fitting 2*

$$\text{Tipe} = \text{elbow } 90^\circ$$

$$\text{Jumlah} = 1$$

$$\text{K value} = 0,45$$

Dengan metode yang sama seperti kalkulasi pada fitting 1, diperoleh beberapa data yang sama, seperti kecepatan (v), *pressure drop* (ΔP), serta *head loss* (H -loss). Adapun nilai yang mengalami perubahan adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned}\text{Tekanan masuk } (P_{in}) &= P_{out} + \Delta P \\ &= 101,325 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan keluar } (P_{out}) &= \text{Tekanan masuk pipa setelahnya (Pipa 4)} \\ &= 101,325 \text{ kPa}\end{aligned}$$

Kalkulasi Valve

Diketahui nilai *pressure nodes* untuk jenis valve:

Gate valve : 1,4 m

Control valve : 6,2 m

Check valve : 0,7 m

1. *Valve 1*

$$\begin{aligned}\text{Tekanan masuk } (P_{in}) &= \text{Tekanan masuk segmen sebelumnya (Pipa 1)} \\ &= 101,1213 \text{ kPa}\end{aligned}$$

$$\text{Tipe} = \text{Gate valve}$$

Institut Teknologi Indonesia

$$\begin{aligned}\text{Head loss (H-loss)} &= 1,4 \text{ m} \\ \text{Pressure drop } (\Delta P) &= 0,001 \text{ kPa} \\ \text{Tekanan keluar (P}_{\text{out}}) &= P_{\text{in}} - \Delta P \\ &= 101,322 \text{ kPa}\end{aligned}$$

2. Valve 2 (setelah pompa)

$$\begin{aligned}\text{Tekanan masuk (P}_{\text{in}}) &= P_{\text{out}} + \Delta P \\ &= 267,63 \text{ kPa} \\ \text{Tipe} &= \text{Check valve} \\ \text{Head loss (H-loss)} &= 0,7 \text{ m} \\ \text{Pressure drop } (\Delta P) &= 0,69 \text{ kPa} \\ \text{Tekanan keluar (P}_{\text{out}}) &= \text{Tekanan masuk segmen setelahnya (Valve 3)} \\ &= 266,94 \text{ kPa}\end{aligned}$$

3. Valve 3

$$\begin{aligned}\text{Tekanan masuk (P}_{\text{in}}) &= P_{\text{out}} + \Delta P \\ &= 266,94 \text{ kPa} \\ \text{Tipe} &= \text{Control valve} \\ \text{Head loss (H-loss)} &= 6,2 \text{ m} \\ \text{Pressure drop } (\Delta P) &= 6,12 \text{ kPa} \\ \text{Tekanan keluar (P}_{\text{out}}) &= \text{Tekanan masuk segmen setelahnya (Pipa 2)} \\ &= 260,82 \text{ kPa}\end{aligned}$$

NPSHA dan H-pump

$$P_{\text{suction}} (P_{\text{out valve 1}}) = 101,324 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{uap}} = 0,731 \text{ kPa}$$

$$P_{\text{discharge}} (P_{\text{out}}) = 267,633 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned}\text{NPSHA} &= \frac{P_{\text{suction}} - P_{\text{uap}}}{\rho \times g} + \frac{v^2}{2g} \\ &= \frac{101,322 \text{ kPa} - 0,731 \text{ kPa}}{1,085 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2} + \frac{(0,01 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,8 \text{ m/s}^2}\end{aligned}$$

$$= 11,14 \text{ m}$$

$$\text{Beda Tekanan } (\Delta P) = P_{\text{out}} - P_{\text{suction}}$$

$$= (267,633 - 101,322) \text{ kPa}$$

$$= 166,31 \text{ kPa}$$

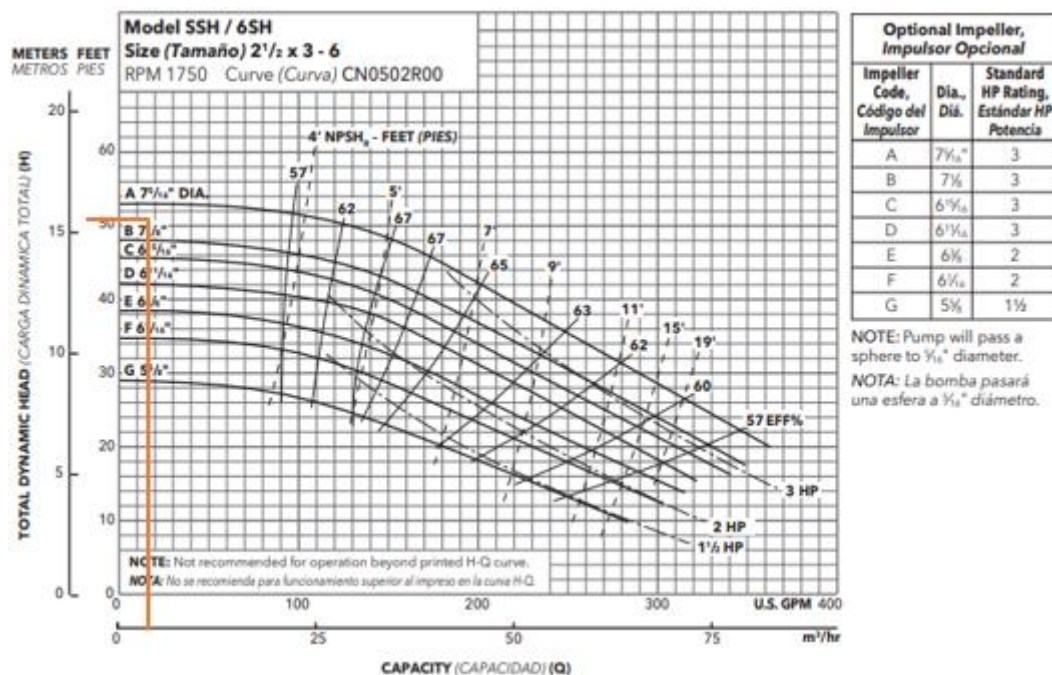
$$\text{Head Pump (H-pump)} = \frac{\Delta P}{\rho \times g}$$

$$= \frac{166,31 \text{ kPa}}{1.085 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2}$$

$$= 15,64 \text{ m}$$

Daya Pompa

Dari data H-pump dan laju alir dengan melihat di grafik vendor pompa yang menyediakan nilai NPSHR dan daya pompanya. Berikut ini salah satu grafik vendor dari Goulds pumps yang hendak digunakan.



Gambar L.4. 10 Kurva Pompa

Dengan menarik garis antara Q serta nilai TDH atau H-pump pada grafik pompa diatas, didapatkan data:

$$\text{Daya} = 3 \text{ Hp} \times \frac{1 \text{ kW}}{1,43102 \text{ Hp}}$$

	= 2,1 kW
NPSHR	= 4 m
Efisiensi	= 57 %
RPM	= 1750 rpm

L.4.2 Utilitas

Total Kebutuhan Air

Total kebutuhan air	=	1343,04	kg/jam
pair pada (30°C)	=	1022,870	kg/m ³
Volume total kebutuhan air	=	$\frac{\text{Total kebutuhan air}}{\rho}$	
Volume total kebutuhan air	=	1,313	m ³ /jam
Dengan memperhitungkan faktor keamanan	=	1,443	m ³ /jam
10%, total kebutuhan air yang harus diolah	=	1477,34	kg/jam

Dengan konversi sebesar 95% pada masing-masing Bak Reservoir, Bak pengaduk, Bak Pengendap, dan sand filter maka jumlah air sungai yang diolah adalah

Air sungai yang harus diolah	=	1,773	m ³ /jam
	=	1813,78	kg/jam

L4.2.1 Boiler (B-01)

Tahap 1. Data Awal

Fungsi : Mendapatkan *saturated steam* yang digunakan untuk memenuhi *steam* pada alat proses

Jenis : *Water Tube Boiler*

Jumlah : 1 unit Kondisi *steam* :

T = 120°C

P = 1 atm

= 101 kPa

Saturated steam yang dibuat dialirkan langsung ke alat proses yang membutuhkan *saturated steam* sebagai pemanas dan sebagian dialirkan ke *superheated* untuk diubah menjadi *superheated steam*.

Massa *saturated steam* yang dibutuhkan = 131,5085 kg/jam

= 289,923 lb/jam

Tahap 2. Perhitungan BHP

$$\text{BHP} = \frac{m_s \times (H_v - H_f)}{C_f \times 34,5}$$

Dimana:

M_s = Massa steam = 426,58 lb/jam

H_v = Entalpi vapor = 2705,84 kJ/kg = 1163,33 Btu/lb

H_f = Entalpi air umpan = 125,70 kJ/kg = 54,05 Btu/lb

C_f = Panas laten penguapan pada suhu 100°C = 970,30 Btu/lb

Maka,

$$\begin{aligned}\text{BHP} &= \frac{289,923 \text{ lb/jam} \times (1163,33 \text{ Btu/lb} - 54,05 \text{ Btu/lb})}{970,30 \text{ Btu/lb} \times 34,5} \\ &= 9,61 \text{ Hp} \\ &= 4,8 \text{ Hp}\end{aligned}$$

Heating surface boiler setiap 1 HP = 10 ft² Maka,

Heating surface boiler = 9,61 HP x 10 ft²/Hp = 96,06 ft²

L4.2.2 Cooling Tower (CT-101)

Tahap 1. Data Awal

Fungsi : Mendinginkan kembali air yang telah digunakan

sebagai fluida dingin Jenis : *Induced Draft Cooling Tower*

Pola aliran : *Counter current*

Jumlah : 3 unit

Data Air di Cooling Tower Densitas Air

Tabel L.4. 9 Densitas Air (CT-01)

Komponen	A	B	n	Tc	T (K)	ρ (Kg/m ³)
Air	0,3471	0,2740	0,2857	647,13	323,15	1004,29

$$\begin{aligned} T \text{ air masuk } (T_1) &= 50^\circ\text{C} \\ &= 122^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ air keluar } (T_2) &= 30^\circ\text{C} \\ &= 86^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ reff} &= 25^\circ\text{C} \\ &= 77^\circ\text{F} \end{aligned}$$

Tahap 2. Menentukan Kapasitas
Cooling Tower

Kebutuhan air pendingin = 107,03
kg/jam

Faktor keamanan = 10%

$$= 10\% \times 107,03 \text{ kg/jam} = 10,70 \text{ kg/jam}$$

Kapasitas *cooling tower* = 107,03 + 10,70 kg/jam =
117,73 kg/jam

Tahap 3. Menghitung Laju Alir Volumetrik Air yang Masuk di *Cooling Tower*

$$\text{Laju Alir } (W_c) = \frac{\text{Massa air masuk}}{\rho}$$

$$\text{Laju Alir } (W_c) = \frac{117,73 \text{ kg/jam}}{1004,29 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 129,50 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0,570 \text{ gpm}$$

Jumlah = 3 unit

$$W_c = 0,570 \text{ gpm} / 3$$

$$= 0,190 \text{ gpm}$$

Tahap 4. Menentukan *Approach Temperature*

Approach temperature adalah seisi antara temperatur keluar dan temperature bola basah. Dari *psychometric chart* (fig.7.5 b (Treybal, 1980)) dengan temperatur rata-rata sekitar pabrik 32°C dan kelembaban relative 70%. Didapat temperature bola basah (T_w),

$$\begin{aligned} T_w &= 26,6^\circ\text{C} \\ &= 80^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Cooling range} &= T_1 - T_2 \\ &= 122^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F} \\ &= 36^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Temperature approach} &= T_2 - T_w \\ &= 122^\circ\text{C} - 80^\circ\text{C} \\ &= 5,55^\circ\text{C} \\ &= 42^\circ\text{F} \end{aligned}$$

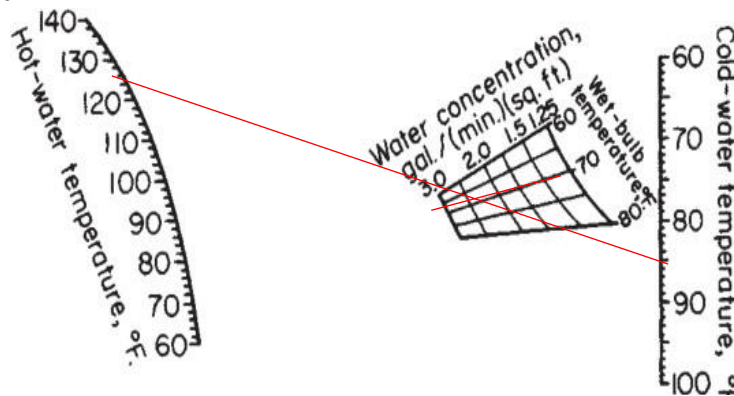
Tahap 5. Menentukan Tinggi dan Luas *Cooling Tower*

Range tinggi meara dari *Perry's* halaman 12-16 (Perry & Green, 1999), diperoleh 10,7-12,2 m.

Dipilih tinggi menara = 12,2 m

Dalam menentukan konsentrasi air digunakan grafik dari Perry's hal 12-16 ini :

Berdasarkan grafik tersebut diperoleh kandungan air sebesar 3 gal/min.sq.ft
Luas menara



Gambar L.4. 11 Penentuan Konsentrasi Air (CT-101)

$$\begin{aligned} \text{Luas Menara} &= \frac{W_c}{\text{Konsentrasi Air}} \\ &= \frac{0,570 \text{ gpm}}{2,5 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 0,230 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Diperkirakan efisiensi menara = 90%

Maka,

$$\text{Luas Menara} = \frac{\text{Luas menara}}{\text{Efisiensi}}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas Menara} &= \frac{0,230 \text{ ft}^2}{90\%} \\ &= 0,253 \text{ ft}^2 \\ &= 0,023 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Diameter menara = 0,17 m

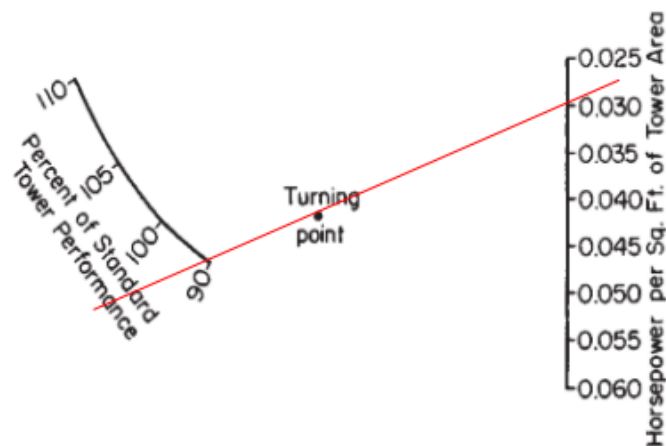
Tahap 6. Menentukan Daya Fan

Dalam menentukan daya fan digunakan grafik 12.15 dari Perry's hal 12-17 ini (Perry & Green, 1999):

Asumsi efisiensi dari cooling tower adalah 90%, maka besarnya daya

fan adalah 0,03 HP/ft². Daya fan aktual = Daya fan x luas menara aktual

$$\begin{aligned} &= 0,03 \text{ HP/ft}^2 \times 101 \text{ ft}^2 \\ &= 3 \text{ HP} \end{aligned}$$



Gambar L.4. 12 Perhitungan Daya Fan (CT-101)

Maka, diambil daya *fan* sebesar 3 HP.

Tahap 7. Menentukan Jumlah Air yang Teruapkan (W_e)

$$\begin{aligned} W_e &= 0,00085 \times W_c \times (T_{\text{masuk}} - T_{\text{keluar}}) \\ &= 0,00085 \times 0,190 \text{ gpm} \times (122^\circ\text{F} - 86^\circ\text{F}) \\ &= 0,01 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Tahap 8. Menentukan Jumlah Air yang Terbawa *Blowdown* (W_b)

$$W_b = \frac{W_e}{\text{Siklus}-1}$$

Jumlah siklus berkisar antara 3-5 siklus Jumlah siklus yang dipilih = 3

Maka,

$$\begin{aligned} W_b &= \frac{0,01 \text{ gpm}}{3-1} \\ &= 0,230 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Tahap 9. Menentukan *Drift Loss* (W_d)

$$\begin{aligned} W_d &= (0,1- 0,2\%) \times W_c \\ \text{Diambil } 0,1\% \text{ Maka,} \\ W_d &= 0,1\% \times 0,570 \text{ gpm} \\ &= 0,001 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Tahap 7. Menentukan *Make Up Water* (W_m)

$$\begin{aligned} W_m &= W_e + W_b + W_d \\ &= 0,01 \text{ gpm} + 0,230 \text{ gpm} + 0,001 \text{ gpm} \\ &= 0,01 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$W_m = 0,01 \text{ gpm} \times \frac{1 \text{ m}^3}{264,172 \text{ gal}} \times \frac{60 \text{ menit}}{1 \text{ jam}}$$

$$= 0,002 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$W_m = 0,002 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1004,29 \text{ kg/m}^3 = 2,11 \text{ kg/jam}$$

LAMPIRAN 5

ANALISIS EKONOMI

Dalam perancangan pabrik diperlukan Analisa ekonomi untuk mendapatkan perkiraan-perkiraan mengenai jumlah investasi modal.

L5.1. Ketetapan yg diambil

Ketetapan yang diambil dalam Analisa ekonomi prarancangan pabrik Aspirin adalah sebagai berikut :

- a. Pembangunan fisik pabrik akan dibangun pada tahun 2024 dengan masa konstruksi dan instalasi selama 1 tahun sehingga pabrik beroperasi pada akhir tahun tahun 2025.
- b. Proses yang digunakan adalah continue
- c. Tipe proses produksi yaitu solid-liquid processing plant
- d. Jumlah hari kerja pabrik adalah 330 hari dalam setahun
- e. Modal kerja (working Capital) diperhitungkan selama 3 bulan
- f. Asumsi nilai mata uang dollar terhadap rupiah pada tahun 2023 sebesar 1 US\$ = Rp.15.000,00
- g. Umur alat pabrik 10 tahun
- h. Kenaikan harga bahan baku dan hasil produksi sebesar 10% per Tahun
- i. Kenaikan gaji karyawan sebesar 10% per tahun
- j. Shut down dilakukan selama 30 hari setiap tahun untuk perawatan dan perbaikan alat-alat secara menyeluruh
- k. Nilai rongsok (salvage value) 10% dari fixed Direct Capital Investment (DFCI) tanpa harga tanah
- l. Pada tahun 2024 kondisi pasar stabil dengan tingkat bunga bank BNI sebesar 10% PER TAHUN

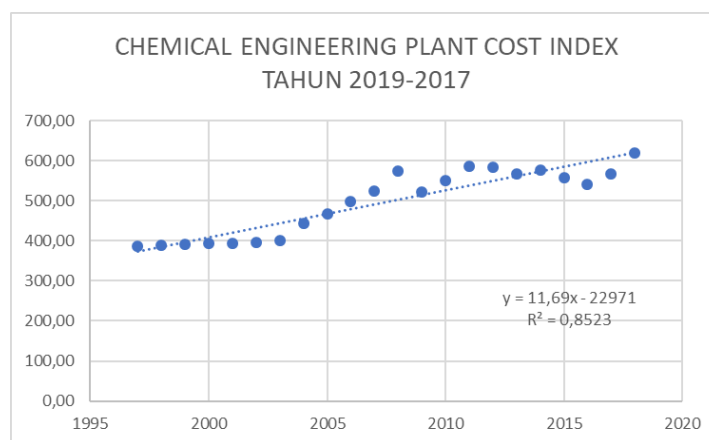
L5.2. Index harga

Index harga dalam perhitungan ekonomi pabrik Aspirin menggunakan Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) seperti yang ditunjukkan Table

Tabel L.5. 1 Index Harga Tahun 1997-2018

Tahun	Index
1997	386,50
1998	389,50
1999	390,60
2000	394,10
2001	394,30
2002	395,60
2003	401,70
2004	444,20
2005	468,20
2006	499,60
2007	525,40
2008	575,40
2009	521,90
2010	550,80
2011	585,70
2012	584,60
2013	567,30
2014	576,10
2015	556,80
2016	541,70
2017	567,50
2018	619,51

Index harga yang diketahui adalah tahun 1997 sampai 2018. Sedangkan untuk tahun 2019 sampai 2027 dihitung dengan menggunakan metode regresi linear dari data tahun sebelumnya.



Gambar L.5 1 Chemical Engineering Plant Cost Index

Dari linearisasi grafik Chemical Engineering Plant Cost Index didapat persamaan linear $Y = 11,69 - 22971$ dengan $R^2 = 0,8523$, sehingga diperoleh index harga pada tahun 2019 – 2027 dapat ditunjukkan pada Tabel

Tabel L.5. 2 Proyeksi Index Harga Tahun 2019 - 2027

Tahun	Index
2019	631,11
2020	642,80
2021	654,49
2022	666,18
2023	677,87
2024	689,56
2025	701,25
2026	712,94
2027	724,63
2028	736,32

Sehingga cost index pada tahun 2027 didapat sebesar 724,63.

L5.3. Daftar Harga peralatan

Untuk menghitung harga alat pada kapasitas yang sesuai dengan thun pendirian pabrik. Maka peralatan dihitung menggunakan rumus sebagai berikut :

Rumus Umum :

$$H_2 = H_1 \times \left[\frac{I_2}{I_1} \right] \times \left[\frac{K_2}{K_1} \right]^{exp}$$

$$Harga\ total = H_2 \times n$$

Dimana :

H_1 : harga yang telah diketahui (\$)

H_2 : Harga alat yang dicari (Rp)

I_2 : Index harga terhitung pada tahun tertentu

I_1 : Index harga terpasang

K_1 : Kapasitas alat terpasang

K_2 : Kapasitas alat yang dicari

n : Jumlah alat

exp : Exponen

contoh menentukan harga alat tangka penyimpanan Aspirin :

Diketahui :

Kapasitas alat terpasang (K_1) =

Kapasitas alat yang dicari (K_2) =

Index harga terpasang =

Index harga terhitung pada tahun tertentu =

Harga per tahun 2022 =

Nilai exponent =

Sehingga,

$$H_2 = H_1 \times \left[\frac{I_2}{I_1} \right] \times \left[\frac{K_2}{K_1} \right]^{exp} \times \left[\frac{Rp. 15.000}{\$1} \right]$$

$$H_2 = \$1100 \times \left[\frac{689,6}{576,1} \right] \times \left[\frac{8,69 \text{ gallon}}{8,69 \text{ gallon}} \right]^{0,6} \times \left[\frac{Rp. 15.000}{\$1} \right]$$

$$H_2 = Rp. 19.749.592,08$$

$$Harga \text{ total} = H_2 \times n$$

$$Harga \text{ total} = Rp. 19.749.592,08 \times 1 \text{ alat}$$

$$Harga \text{ total} = Rp. 19.749.592,08$$

L5.3.1 Daftar Harga peralatan utama

Table L5. Menampilkan harga peralatan utama yang digunakan. Peralatan tersebut merujuk pada situs www.matche.com dan www.alibaba.com

Tabel L.5. 3 Harga Peralatan Utama

<i>CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX</i>									
Kode	Nama Alat	Kapasitas		Jml	Harga satuan (\$) (2014)	Exp	Harga Total	Harga Satuan (2024)	Harga Total
							\$	Rp	Rp
RD-01	Rotary Dryer	31,14	ft ²	1	52.280,00	0,8	52.280,00	938.644.249,26	938.644.249,26
R-01	Reaktor	235,60	gallon	1	61.000,00	1,3	61.000,00	1.095.204.651,97	1.095.204.651,97
VC-01	Rotary Vacum Filter	21,40	ft ²	1	15.307,20	0,48	15.307,20	274.828.141,78	274.828.141,78
S-01	Silo Asam Salisilat	277,75	gallon	1	2.700,00	0,6	2.700,00	48.476.271,48	48.476.271,48
S-02	Silo Kalsium Oksida	1,87	gallon	1	300,00	0,6	300,00	5.386.252,39	5.386.252,39
S-03	Silo Aspirin	8,69	gallon	1	1.100,00	0,6	1.100,00	19.749.592,08	19.749.592,08
CE-05	Tangki Asetat Anhidrat	270,55	gallon	1	32.500,00	0,6	32.500,00	583.510.675,23	583.510.675,23
BE-02	Bucket Elevator	66,00	ft	1	17.200,00	0,4	17.200,00	308.811.803,51	308.811.803,51
	Bucket Elevator	66,00	ft	1	17.200,00	0,4	17.200,00	308.811.803,51	308.811.803,51

ST-01	Gudang Bahan Baku	15		1	5.087,08	0,4	5.087,08	91.344.308,52	91.344.308,52
BM-05	Ball Mill	7,00	ft	1	550.100,00	1	550.100	9.876.591.459,82	9.876.591.459,82
E-11	Pompa asam asetat	5,63	in	1	286,00	0,3	286,00	5.134.893,94	5.134.893,94
	Pompa I	5,63	in	1	286,00	0,3	286,00	5.134.893,94	5.134.893,94
	Pompa II	5,63	in	1	286,00	0,3	286,00	5.134.893,94	5.134.893,94
PU-03	Pompa IV	5,63	in	1	286,00	0,3	286,00	5.134.893,94	5.134.893,94
RD-01	Heater I	18,85	ft ²	1	1.200,00	0,59	1.200,00	21.545.009,55	21.545.009,55
	Heater II	18,85	ft ²	1	1.200,00	0,59	1.200,00	21.545.009,55	21.545.009,55
	heater III	18,85	ft ²	1	1.200,00	0,59	1.200,00	21.545.009,55	21.545.009,55
	Heating Conveyor I	75,00	ft	1	8.733,37	0,59	8.733,37	156800450	156.800.450,02
E-11	Heating Conveyor II	75,00	ft	1	8.733,37	0,59	8.733,37	1.045,336	1.045,34
E-02	Cooling Conveyor	70,00	ft	1	6.300,00	0,59	6.300,00	113.111.300,12	113.111.300,12
VS-02	Belt Conveyor	49,21	ft	1	69.100,00	0,5	69.100,00	1.240.633.466,41	1.240.633.466,41
	Belt Conveyor	49,21	ft	1	69.100,00	0,5	69.100,00	1.240.633.466,41	1.240.633.466,41
RV-02	Screen	1,08	ft ²	1	1.506,67	0,7	1.506,67	27.051.016,28	27.051.016,28

B-01	blower	1	Hp	1	3600	0,67	3600	64.635.028,64	16.414.764.558,540
------	--------	---	----	---	------	------	------	---------------	---------------------------

Biaya Peralatan Utama		Rp	16.414.764.559
Biaya Pengangkutan + Asuransi	10%	Rp	1.641.476.456
Biaya Administrasi pelabuhan	5%	Rp	820.738.228
SUBTOTAL		Rp	18.876.979.242
Bea Masuk	10%	Rp	1.887.697.924
TOTAL		Rp	20.764.677.167

L5.3.2 Daftar Harga peralatan penunjang

Tabel L.5. 4 Harga peralatan Penunjang

Harga Bak 1m² Rp. 1.500.000

CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX									
Kode	Nama Alat	Kapasitas		Jml	Harga satuan (\$)	Exp	Harga Total	Harga Satuan	Harga Total
							\$	Rp	Rp
	Tangki Bahan Bakar	6004,09	gallon	3	37.900,00	0,3	113.700,0	680.463.218,2	2.041.389.654,6
	Generator	200,00	kW	1	3.064,30	0,3	3.064,3	55.016.977,3	55.016.977,3
	Screen Filter	9,00	m2	1	1.021,43	0,7	1.021,4	18.338.896,7	18.338.896,7
	Boiler	331,39	lb/hr	1	219.900,00	0,6	219.900,0	3.948.122.999,5	3.948.122.999,5

	Pompa Air Sungai	141,22	in	1	286,00	0,3	286,0	5.134.893,9	5.134.893,9
	Pompa Bak Sedimentasi	10,02	in	1	286,00	0,3	286,0	5.134.893,9	5.134.893,9
	Pompa Skimmer	10,02	in	1	286,00	0,3	286,0	5.134.893,9	5.134.893,9
	Pompa Air Bersih	10,02	in	1	286,00	0,3	286,0	5.134.893,9	5.134.893,9
	Pompa Bak Klorinasi	10,02	in	1	286,00	0,3	286,0	5.134.893,9	5.134.893,9
	Pompa Bak Air Sanitasi	10,02	in	1	286,00	0,3	286,0	5.134.893,9	5.134.893,9
	Pompa Air Pendingin	10,02	in	1	286,00	0,3	286,0	5.134.893,9	5.134.893,9
	Pompa Air Boiler	10,02	in	1	286,00	0,3	286,0	5.134.893,9	5.134.893,9
	Pompa ke Deaerator	10,02	in	1	286,00	0,3	286,0	5.134.893,9	5.134.893,9
	Pompa ke Boiler	10,02	in	1	286,00	0,3	286,0	5.134.893,9	5.134.893,9
	Pompa Fuel Oil	10,02	in	1	286,00	0,3	286,0	5.134.893,9	5.134.893,9
	Cooling Tower	0,0021	m3/jam	3	2431,0	0,44	7.293	43.646.598,5	130.939.795,5
	Bak reservoir	13,95	m3	1	1.395,19	0,7	1.395,2	25.049.562,4	25.049.562,4
	Bak Pengendap	0,16	m3	1	23.700,00	0,57	23.700,0	425.513.938,6	425.513.938,6
	Bak air bersih	2,63	m3	1	53.900,00	0,57	53.900,0	967.730.012,2	967.730.012,2

	Bak koagulasi	1,77	m3	1	31.600,00	0,57	31.600,0	567.351.918,1	567.351.918,1
	Tangki sand filter	1,77	m3	1	4.065,30	0,57	4.065,3	72.989.106,1	72.989.106,1
	Tangki air domestik	13,34	m3	1	33.800,00	0,57	33.800,0	606.851.102,2	606.851.102,2
	Tangki ion exchange	2,99	m3	1	24.900,00	0,57	24.900,0	447.058.948,1	447.058.948,1
	Tangki air pendingin	0,12	m3	1	37.900,00	0,57	37.900,0	680.463.218,2	680.463.218,2
	tangki air Boiler	0,96	m3	1	26.600,00	0,57	26.600,0	477.581.045,0	477.581.045,0
Total									10.520.881.007,7

Biaya Peralatan Penunjang Lain =	34.600.950.000,00000
Biaya Pengangkutan + Asuransi (10%) =	3.460.095.000,00000
SUBTOTAL	38.061.045.000,00000
PPN (11%) =	4.186.714.950,00000
TOTAL	42.247.759.950,00000
Total Harga Peralatan Utama + Penunjang +Penunjang Lain	Rp 76.448.654.251,49250

L5.4. Daftar Gaji Karyawan

Tabel L.5. 5 Daftar Gaji Karyawan

No.	Jabatan	Jumlah	Jenjang Pendidikan	Gaji / bulan		Total	
			Minimum	(Rp)		(Rp)	
1	Komisaris	2	-	Rp	30.000.000,00	Rp	60.000.000,00
2	Direktur	1	S2	Rp	40.000.000,00	Rp	40.000.000,00
3	Manajer	3	S2	Rp	18.000.000,00	Rp	54.000.000,00
4	Kepala bagian	10	S1	Rp	10.000.000,00	Rp	100.000.000,00
5	Kepala Seksi	10	S1	Rp	7.000.000,00	Rp	70.000.000,00
6	Sekertaris Direktur	1	S1	Rp	4.450.000,00	Rp	4.450.000,00
7	Sekertaris Manajer	4	S1	Rp	4.500.000,00	Rp	18.000.000,00
Karyawan Shift							
8	Proses Proses						
	Ketua Regu Shift	3	S1	Rp	5.300.000	Rp	15.900.000
	Anggota Shift	9	D3	Rp	4.700.000	Rp	42.300.000
9	Utilitas dan Instrumentasi						
	Ketua Regu Shift	3	S1	Rp	5.300.000	Rp	15.900.000
	Anggota Shift	6	D3	Rp	4.700.000	Rp	28.200.000
10	Keamanan						
	Ketua Regu Shift	1	SMA/SMK	Rp	4.500.000	Rp	4.500.000
	Anggota Shift	6	SMA/SMK	Rp	4.000.000	Rp	24.000.000
11	Maintance (mekanik workshop)						
	Ketua Regu Shift	3	S1	Rp	5.300.000	Rp	15.900.000
	Anggota Shift	3	D3	Rp	4.700.000	Rp	14.100.000
12	Jaminan Mutu (Quality Control, Quality Assurance dan R&D)						
	Ketua Regu Shift	7	S1	Rp	5.300.000	Rp	37.100.000
	Anggota Shift	15	D3	Rp	4.700.000	Rp	70.500.000
13	SDM dan Umum						
	Pelaksana Rumah Tangga	3	SMA/SMK	Rp	4.000.000	Rp	12.000.000
	Pelaksana Fasilitas Umum	2	SMA/SMK	Rp	4.000.000	Rp	8.000.000
Karyawan Non-shift							
14	Pemasaran	2	D3	Rp	4.700.000	Rp	9.400.000
15	Distribusi	2	D3	Rp	4.700.000	Rp	9.400.000
akunting dan pengadaan							
16	Keuangan	2	D3	Rp	4.700.000	Rp	9.400.000
17	Akunting	2	D3	Rp	4.700.000	Rp	9.400.000
18	pengadaan	2	D3	Rp	4.700.000	Rp	9.400.000

SDM dan Umum					
19	Personalia	2	D3	Rp 4.700.000	Rp 9.400.000
20	Gudang	2	D3	Rp 4.700.000	Rp 9.400.000
21	Supir	3	D3	Rp 4.000.000	Rp 12.000.000
22	Kepala Seksi Kebersihan	1	D3	Rp 4.500.000	Rp 4.500.000
23	Cleaning Service	4	D3	Rp 4.000.000	Rp 16.000.000
24	Kepala Seksi K3	1	S1	Rp 5.300.000	Rp 5.300.000
25	K3	3	S1	Rp 4.700.000	Rp 14.100.000
TOTAL		118	TOTAL		Rp 752.550.000

Gaji / tahun (a)	Rp 9.030.600.000
Tunjangan Hari Raya (1 bulan gaji)	Rp 752.550.000
Tunjangan Makan dan Transport (0.05 a)	Rp 451.530.000
Tunjangan Kesehatan (0.025 a)	Rp 225.765.000
TOTAL GAJI PER TAHUN	Rp 10.460.445.000

Tabel L.5. 6 Kenaikan Gaji Pertahun

Tahun	Gaji per tahun
1	Rp10.460.445.000
2	Rp11.506.489.500
3	Rp12.657.138.450
4	Rp13.922.852.295
5	Rp15.315.137.525
6	Rp16.846.651.277
7	Rp18.531.316.405
8	Rp20.384.448.045
9	Rp22.422.892.850
10	Rp24.665.182.135

L5.5. Perhitungan Modal Investasi (TCI)

Perhitungan total modal investasi terbagi 2 yaitu modal tetap dan modal kerja, dengan perhitungan sebagai berikut.

L5.5.1 Modal Tetap (Fixed Capital Investment / FCI)

Modal tetap pada perhitungan ini terbagi dalam dua kategori yaitu modal tetap langsung (*Direct Fixed Capital Investment/ DFCI*) dan modal tetap tidak langsung (*Indirect Fixed Capital Investment/IFCI*).

A. Modal Investasi Tetap Langsung / Direct Fixed Capital Investment

Tabel L.5. 7 Direct Fixed Capital Investment

A. Modal Investasi Tetap Langsung / Direct Fixed Capital Investment (DFCI)				
a. Peralatan utama dan penunjang		100%	A	Rp 76.448.654.251
b. Pemasangan mesin dan peralatan		39%	A	Rp 29.814.975.158,08
termasuk isolasi dan pengecatan				
c. Instrumentasi dan kontrol terpasang		13%	A	Rp 9.938.325.053
d. Sistem perpipaaan		31%	A	Rp 23.699.082.818
e. Instalasi listrik terpasang		10%	A	Rp 7.644.865.425,15
f. Bangunan		29%	A	Rp 22.170.109.732,93
g. Biaya pengerukan, pengambilan tanah		5%		Rp 3.822.432.712,57
h. Fasilitas pelayanan		55%	A	Rp 42.046.759.838,32
i. Tanah			A	Rp 20.000.000.790,00
	Sub Total		A	Rp 235.585.205.779,21
DFCI tak terduga		10%	Sub Total DFCI	Rp 23.558.520.578
Total Modal Investasi Tetap Langsung (DFCI)			B	Rp 259.143.726.357

Luas tanah = 18.015 m²
 Harga tanah = Rp 1.110.186,- /m²
 Harga tanah keseluruhan = Rp 20.000.000.790,-

B. Modal Investasi Tetp Tidak Langsung/ Indirect Fixed Capital Investment (IFCI)

Tabel L.5. 8 Indirect Fixed Capital Investment (IFCI)

B. Modal Investasi Tetap Tidak Langsung / Indirect Fixed Capital Investment (IFCI)				
a. Keteknikan dan pengawasan		32%	B	Rp 82.925.992.434
b. Biaya konstruksi		34%	B	Rp 88.108.866.961
c. biaya kontraktor		5%	B	Rp 12.957.186.318
d. kontingensi		10%	B	Rp 25.914.372.636
	Sub Total		B'	Rp 209.906.418.349
IFCI tak terduga		10%	Sub Total IFCI	Rp 20.990.641.834,93
Total Modal Investasi Tetap Tidak Langsung (IFCI)			C	Rp 230.897.060.184
Total Modal Investasi Tetap (FCI) = DFCI + IFCI				Rp 490.040.786.541

Jadi, total seluruh Modal Investasi (FCI), yakni Direct Fixed Capital Investment (DFCI) dan Indirect Fixed Capital Investment (IFCI) sebagai berikut :

L5.5.2. Pengeluaran untuk *Trial Run*

Perhitungan pengeluaran trial run dilakukan untuk masa 2 minggu dengan jumlah hari kerja 14 hari.

Perhitungan: (14 hari × 24 jam/hari × harga × kebutuhan/jam)

Tabel L.5. 9 Biaya Bahan Baku Trial Run 14 hari

Komponen	Kebutuhan (kg/hari)	Harga/satuan (Rp)	Biaya
Asam salisilat	11728,56	Rp 41.881	Rp 3.438.426.528
Asetat anhidrat	8659,48	Rp 17.594	Rp 1.066.506.315
Kalsium oksida	2277,94	Rp 2.000	Rp 31.891.188
Asam asetat	45331,96	Rp 5.983	Rp 1.898.547.684
Total persediaan bahan baku	a		Rp 6.435.371.715

Tabel L.5. 10 Biaya Bahan Penunjang Trial Run 14 hari

Komponen	Kebutuhan	Harga/satuan	Biaya
1. Air	24.956,81	Rp 12,15	Rp2.122.577
2.Solar	5.774,84	Rp 22.470,59	Rp908.349.101
3. Listrik	8.737,98	Rp 114,74	Rp7.018.173
4. Klorin	0,00001	Rp 38.000,00	Rp2,66
5. Resin ion	2.002,38	Rp 28.000,00	Rp9.419.195.520
Total persediaan bahan penunjang	b		Rp 10.336.685.374
Total biaya <i>trial run</i> (a + b)			Rp 16.772.057.089

L5.6. Modal Kerja (Working Capital)

Modal kerja adalah modal yang diperlukan untuk membiayai seluruh kegiatan operasional perusahaan dari awal produksi sampai dengan terkumpulnya hasil penjualan dan cukup untuk memenuhi kebutuhan perputaran biaya operasional. Modal kerja dihitung untuk masa 3 bulan dengan jumlah hari kerja 90 hari.

Perhitungan: $(90 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari} \times \text{Harga} \times \text{Kebutuhan (kg/jam)})$

Tabel L.5. 11 Biaya Bahan Baku Selama 90 Hari

Komponen	Kebutuhan (kg/hari)	Harga/satuan (Rp)	Biaya
Asam salisilat	11728,56	Rp 41.881	Rp 44.208.341.072
Asetat anhidrat	8659,48	Rp 17.594	Rp 13.712.220.693
Kalsium oksida	2277,94	Rp 2.000	Rp 410.029.565
Asam asetat	45331,96	Rp 5.983	Rp 24.409.898.798
Total persediaan bahan baku	a		Rp 82.740.490.128

Tabel L.5. 12 Biaya Bahan Penunjang Selama 90 Hari

Komponen	Kebutuhan	Harga/satuan	Biaya
1. Air	24.956,81	Rp 12,15	Rp 27.290.276
2.Solar	5.774,84	Rp 22.470,59	Rp 11.678.774.156
3. Listrik	8.737,98	Rp 114,74	Rp 90.233.659
4. Klorin	0,00001	Rp 38.000,00	Rp 34
5. Resin ion	2.002,38	Rp 28.000,00	Rp 5.045.997.600
Total persediaan bahan penunjang	b		Rp 16.842.295.725
Total biaya overall			Rp 99.582.785.852

Tabel L.5. 13 Total Working Capital Investment (WCI)

Biaya lain-lain			
a. Biaya pengemasan & distribusi produk	2,0%	Bahan baku	Rp 1.654.809.802,6
b. Biaya pengawasan mutu	1,0%	Bahan baku	Rp 827.404.901
c. Biaya pemeliharaan dan perbaikan	2%	DFCI	Rp 5.182.874.527
d. Gaji karyawan	3 x gaji/bulan		Rp 2.257.650.000,00
Sub Total WCI			Rp 9.922.739.231
Bunga pinjaman selama konstruksi	10%	DFCI	Rp 25.914.372.636
Total Modal Kerja (WCI)			Rp 35.837.111.866,68
Total Modal Investasi (TCI) = FCI + WCI + Bunga pinjaman			Rp 525.877.898.408

L5.7. Struktur Permodalan

Yang dapat dijamin jika bank memberikan pinjaman besar

	DFCI	Rp 259.143.726.357,13
Jika bank memberikan pinjaman 75%	DFCI	Rp 194.357.794.767,85
		Rp 200.000.000.000,00

Persentase permodalan

Total Capital Investment (TCI)	Rp 525.877.898.408,02
Modal Sendiri	Rp 325.877.898.408,02

Modal Sendiri = (TCI - pinjaman bank)/TCI x 100%

62%

Pinjaman Bank = Pinjaman
Bank/TCI x 100%

38%
Rp 76.063.284.121,83

L5.8. Angsuran Pokok Pinjaman dan Bunga Bank

Jangka Waktu pinjaman = 10 tahun

Grace Period = 1 tahun

Bunga bank per tahun (diasumsikan tetap selama 10 tahun) = 10%

Tabel L.5. 14 Angsuran dan Sisa Angsuran

Tahun	Pokok Pinjaman (Rp)	Angsuran Pokok	Bunga	Jumlah	Sisa
0	Rp 200.000.000.000,00	Rp -	Rp 20.000.000.000,00	Rp 20.000.000.000,00	Rp 200.000.000.000,00
1	Rp 200.000.000.000,00	Rp 19.435.779.476,78	Rp 20.000.000.000,00	Rp 39.435.779.476,78	Rp 180.564.220.523,22
2	Rp 180.564.220.523,22	Rp 19.435.779.476,78	Rp 18.056.422.052,32	Rp 37.492.201.529,11	Rp 161.128.441.046,43
3	Rp 161.128.441.046,43	Rp 19.435.779.476,78	Rp 16.112.844.104,64	Rp 35.548.623.581,43	Rp 141.692.661.569,65
4	Rp 141.692.661.569,65	Rp 19.435.779.476,78	Rp 14.169.266.156,96	Rp 33.605.045.633,75	Rp 122.256.882.092,86
5	Rp 122.256.882.092,86	Rp 19.435.779.476,78	Rp 12.225.688.209,29	Rp 31.661.467.686,07	Rp 102.821.102.616,08
6	Rp 102.821.102.616,08	Rp 19.435.779.476,78	Rp 10.282.110.261,61	Rp 29.717.889.738,39	Rp 83.385.323.139,29
7	Rp 83.385.323.139,29	Rp 19.435.779.476,78	Rp 8.338.532.313,93	Rp 27.774.311.790,71	Rp 63.949.543.662,51
8	Rp 63.949.543.662,51	Rp 19.435.779.476,78	Rp 6.394.954.366,25	Rp 25.830.733.843,04	Rp 44.513.764.185,72
9	Rp 44.513.764.185,72	Rp 19.435.779.476,78	Rp 4.451.376.418,57	Rp 23.887.155.895,36	Rp 25.077.984.708,94
10	Rp 25.077.984.708,94	Rp 19.435.779.476,78	Rp 2.507.798.470,89	Rp 21.943.577.947,68	Rp -

L5.9. Biaya Bahan Baku dan Penunjang

L5.9.1 Biaya Bahan Baku

Tabel L.5. 15 Biaya Bahan Baku Tahun Pertama

Komponen	Kebutuhan/hari	Harga/satuan	Biaya/tahun
Asam salisilat	11728,56	Rp 41.881,00	Rp 162.097.250.596,70
Asetat Anhidrat	8659,48	Rp 17.594,37	Rp 50.278.154.828,01
Kalsium Oksida	2277,94	Rp 2.000,00	Rp 1.503.441.738,21
Asam Asetat	45331,96	Rp 5.983,00	Rp 89.502.962.259,31
Total biaya bahan baku tahun pertama			Rp 303.381.809.422,24

Tabel L.5. 16 Biaya Bahan Baku Tahun Kedua

Komponen	Kebutuhan/hari	Harga/satuan	Biaya/tahun
Asam salisilat	11728,55924	Rp 46.069,10	Rp 178.306.975.656,37
asetat anhidrat	8659,477147	Rp 19.353,81	Rp 55.305.970.310,82
Kalsium Oksida	2277,942028	Rp 2.200,00	Rp 1.653.785.912,03
Asam Asetat	45331,95684	Rp 6.581,30	Rp 98.453.258.485,24
Total biaya bahan baku tahun kedua			Rp 333.719.990.364,46

Tabel L.5. 17 Biaya Bahan Baku Tahun Ketiga

Komponen	Kebutuhan/hari	Harga/satuan	Biaya/tahun
Asam Salisilat	11728,55924	Rp 50.676,01	Rp 196.137.673.222,01
Asetat Anhidrat	8659,477147	Rp 21.289,19	Rp 60.836.567.341,90
Kalsium Oksida	2277,942028	Rp 2.420,00	Rp 1.819.164.503,24
Asam Asetat	45331,95684	Rp 7.239,43	Rp 108.298.584.333,77
Total biaya bahan baku tahun ketiga			Rp 367.091.989.400,91

Terjadi kenaikan harga produk sebesar 10% per tahun

Tabel L.5. 18 Total Biaya Bahan Baku Hingga Tahun Kesepuluh

No	Kapasitas Produksi	Biaya Bahan Baku
1	80%	Rp 242.705.447.537,79
2	90%	Rp 300.347.991.328,02
3	100%	Rp 367.091.989.400,91
4	100%	Rp 403.801.188.341,00
5	100%	Rp 444.181.307.175,10
6	100%	Rp 488.599.437.892,61
7	100%	Rp 537.459.381.681,87

8	100%	Rp	591.205.319.850,06
9	100%	Rp	650.325.851.835,07
10	100%	Rp	715.358.437.018,57

L5.9.2 Biaya Bahan Baku dan Penunjang

Tabel L.5. 19 Biaya Bahan Baku Penunjang Tahun Pertama

Sarana Penunjang	Kebutuhan/hari	Harga/satuan (Rp)	Biaya
1. Air	24.956,81	Rp 12,15	Rp100.064.343,87
2.Solar	5.774,84	Rp 22.470,59	Rp42.822.171.903,84
3. Listrik	8.737,98	Rp 114,74	Rp330.856.750,42
4. Klorin	0,00	Rp 38.000,00	Rp125,40
5. Resin ion	2.002,38	Rp 28.000,00	Rp18.501.991.200,00
Total biaya bahan penunjang tahun kedua			Rp 61.755.084.323,53

Tabel L.5. 20 Biaya Bahan Baku Penunjang Tahun kedua

Sarana Penunjang	Kebutuhan/hari	Harga/satuan (Rp)	Biaya
1. Air	24956,81354	Rp 13,37	Rp 110.070.778,26
2.Solar	5774,844242	Rp 24.717,65	Rp 47.104.389.094,23
3. Listrik	8737,983383	Rp 126,21	Rp 363.942.425,47
4. Klorin	0,00001	Rp 41.800,00	Rp 137,94
5. Resin ion	2002,38	Rp 30.800,00	Rp 20.352.190.320,00
Total biaya bahan penunjang tahun kedua			Rp 67.930.592.755,89

Tabel L.5. 21 Biaya Bahan Baku Penunjang Tahun Ketiga

Sarana Penunjang	Kebutuhan/hari	Harga/satuan (Rp)	Biaya
1. Air	24956,81354	Rp 14,70	Rp 121.077.856,08
2.Solar	5774,844242	Rp 27.189,41	Rp 51.814.828.003,65
3. Listrik	8737,983383	Rp 138,84	Rp 400.336.668,01
4. Klorin	0,00001	Rp 45.980,00	Rp 151,73
5. Resin ion	2002,38	Rp 33.880,00	Rp 22.387.409.352,00
Total biaya bahan penunjang tahun ketiga			Rp 74.723.652.031,47

Tabel L.5. 22 Biaya penunjang tiap tahun, dengan kenaikan harga produk sebesar 10% per tahun

Tahun	Kapasitas Produksi	Biaya Bahan Penunjang
1	80%	Rp 49.404.067.458,83
2	90%	Rp 61.137.533.480,30
3	100%	Rp 74.723.652.031,47
4	100%	Rp 82.196.017.234,62
5	100%	Rp 90.415.618.958,08
6	100%	Rp 99.457.180.853,89
7	100%	Rp 109.402.898.939,28
8	100%	Rp 120.343.188.833,21
9	100%	Rp 132.377.507.716,53
10	100%	Rp 145.615.258.488,18

Keterangan : Terjadi kenaikan harga produk sebesar 10% /Tahun

Biaya Start-Up tiap tahun

Tabel L.5. 23 Biaya Start-Up tiap tahun

Tahun	Kapasitas Produksi	Biaya Start-Up
1	80%	Rp 9.620.646.454,37
2	90%	Rp 10.582.711.099,81
3	100%	Rp 11.640.982.209,79
4	100%	Rp 12.805.080.430,77
5	100%	Rp 14.085.588.473,85
6	100%	Rp 15.494.147.321,24
7	100%	Rp 17.043.562.053,36
8	100%	Rp 18.747.918.258,69
9	100%	Rp 20.622.710.084,56
10	100%	Rp 22.684.981.093,02

Keterangan : Terjadi kenaikan harga produk sebesar 10%

Biaya abdomen listrik

Tabel L.5. 24 Biaya Abodemen Listrik

Tahun	Kapasitas Produksi	Biaya Abdomen Listrik
1	80%	Rp 8.562.637,73
2	90%	Rp 9.418.901,50
3	100%	Rp 10.360.791,65
4	100%	Rp 11.396.870,81
5	100%	Rp 12.536.557,89
6	100%	Rp 13.790.213,68
7	100%	Rp 15.169.235,05

8	100%	Rp 16.686.158,56
9	100%	Rp 18.354.774,41
10	100%	Rp 20.190.251,85

L.5.10 Hasil Penjualan Produk

Produk yang dihasilkan oleh pabrik ini berupa *Aspirin* dengan kalkulasi penjualan sebagai berikut.

Penjualan produk utama Aspirin

- Kapasitas produksi : 5.000.000 kg
- Harga produk : Rp. 160.000,-/kg
- Adapun total penjualan produk sebagai berikut :

Tabel L.5. 25 Total Penjualan Aspirin Hingga Tahun Kesepuluh

Tahun	Kapasitas	Biaya penjualan
1	80%	Rp 581.104.972.800,00
2	90%	Rp 719.117.403.840,00
3	100%	Rp 878.921.271.360,00
4	100%	Rp 966.813.398.496,00
5	100%	Rp 1.063.494.738.345,60
6	100%	Rp 1.169.844.212.180,16
7	100%	Rp 1.286.828.633.398,18
8	100%	Rp 1.415.511.496.737,99
9	100%	Rp 1.557.062.646.411,79
10	100%	Rp 1.712.768.911.052,97

L.5.11. Salvage Value

Salvage value untuk masing-masing barang modal adalah sebagai berikut.

- Kendaraan (mobil dan *forklift*)
 - = $10\% \times \text{Rp } 4.600.950.000,-$
 - = Rp 460.095.000,-
- DFCI selain kendaraan, bangunan dan tanah.
 - = $10\% \times \text{Rp } 479.106.837.885,-$
 - = Rp 47.910.683.789,-
- Bangunan
 - = $10\% \times \text{Rp } 22.170.109.733,-$
 - = Rp 2.217.010.973,-

➤ Tanah

$$= 5\% \times \text{Rp } 3.822.432.713,-$$

$$= \text{Rp } 191.121.636,-$$

Maka total salvage value yang akan diperhitungkan pada tahun ke-10 adalah sebesar Rp 54.410.22.474,- sehingga total nilai depresiasi pada akhir tahun ke-10 yaitu sebesar Rp 740.597.390.515,-

L5.12. Depresiasi

Depresiasi digolongkan pada masing-masing alat sesuai periode depresiasinya:

Metode yang dipakai adalah Metode Garis Lurus.

Periode depresiasi menurut SK Menteri Keuangan No. 1/KMK-06/2013 adalah:

- a. 5 tahun atau 20% / tahun untuk kendaraan
- b. 10 Tahun atau 10% /tahun untuk mesin-mesin industri kimia
- c. 20 tahun atau 5% / tahun untuk bangunan
- d. 5 tahun atau 20% / tahun untuk IFCI tanpa salvage value (amortisasi)

Adapun kalkulasi dari nilai depresiasi kendaraan, bangunan, serta alat-alat industri kimia yang digunakan pada produksi *Aspirin* ini terangkum dalam Tabel L5.26 berikut.

Tabel L.5. 26 Nilai Depresiasi Per-tahun

Tahun	Kendaraan	DFCI tanpa tanah, bangunan &kendaraan	Bangunan	Nilai depresiasi IFCI	Tanah	Jumlah Nilai Depresiasi
1	Rp828.171.000	Rp43.119.615.410	Rp997.654.938	Rp46.179.412.037	Rp363.131.108	Rp91.487.984.492
2	Rp828.171.000	Rp43.119.615.410	Rp997.654.938	Rp46.179.412.037	Rp363.131.108	Rp91.487.984.492
3	Rp828.171.000	Rp43.119.615.410	Rp997.654.938	Rp46.179.412.037	Rp363.131.108	Rp91.487.984.492
4	Rp828.171.000	Rp43.119.615.410	Rp997.654.938	Rp46.179.412.037	Rp363.131.108	Rp91.487.984.492
5	Rp828.171.000	Rp43.119.615.410	Rp997.654.938	Rp46.179.412.037	Rp363.131.108	Rp91.487.984.492
6	-	Rp43.119.615.410	Rp997.654.938	-	Rp363.131.108	Rp44.480.401.455
7	-	Rp43.119.615.410	Rp997.654.938	-	Rp363.131.108	Rp44.480.401.455
8	-	Rp43.119.615.410	Rp997.654.938	-	Rp363.131.108	Rp44.480.401.455
9	-	Rp43.119.615.410	Rp997.654.938	-	Rp363.131.108	Rp44.480.401.455
10	-	Rp43.119.615.410	Rp997.654.938	-	Rp363.131.108	Rp44.480.401.455
						Rp679.841.929.738

5.13. Perhitungan Biaya Produksi Total (total production cost)

Tabel L.5. 27 Biaya Produksi Pertama dan Kedua

TAHUN				I		II	
KAPASITAS PRODUKSI				80%		90%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			Rp -	Rp 242.705.447.537,79	Rp -	Rp 300.347.991.328,02
b.	Gaji Karyawan			Rp 10.460.445.000,00		Rp 11.506.489.500,00	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp 5.182.874.527,14		Rp 5.442.018.253,50	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS	Rp -	Rp 1.146.089.902,00	Rp -	Rp 1.418.286.253,73
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB	Rp -	Rp 1.213.527.237,69	Rp -	Rp 1.501.739.956,64
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB	Rp -	Rp 4.854.108.950,76	Rp -	Rp 6.006.959.826,56
g.	Biaya sarana penunjang			Rp 8.562.637,73	Rp 47.255.784.535,34	Rp 9.418.901,50	Rp 58.479.033.362,48
h.	Biaya start up			Rp 9.620.646.454,37		Rp 10.582.711.099,81	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp 25.272.528.619,24	Rp 297.174.958.163,57	Rp. 27.540.637.754,81	Rp 367.754.010.727,42
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp 3.128.663.905,43		Rp 3.389.701.550,70	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp 70.946.976.360,19		Rp 70.946.976.360,19	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp 42.170.110,52		Rp 46.387.121,58	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp 1.295.718.631,79		Rp 1.425.290.494,96	

b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp 72.284.865.102,50		Rp 72.418.653.976,73	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)			Rp -		Rp -	
a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp 523.022.250,00		Rp 575.324.475,00	
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f	Rp -	Rp 485.410.895,08	Rp -	Rp 600.695.982,66
c.	Bunga Bank			Rp 20.000.000.000,00		Rp 20.000.000.000,00	
d.	Angsuran Pokok			Rp 20.000.000.000,00		Rp 18.056.422.052,32	
	Total Pengeluaran Umum			Rp 40.523.022.250,00	Rp 485.410.895,08	Rp 38.631.746.527,32	Rp 600.695.982,66
Total Biaya				Rp 141.209.079.877,17	Rp 297.660.369.058,65	Rp 141.980.739.809,56	Rp 368.354.706.710,08
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp 438.869.448.935,82		Rp 510.335.446.519,64	

Tabel L.5. 28 Biaya Produksi Ketiga dan Keempat

TAHUN				III		IV	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku			Rp -	Rp367.091.989.400,91		Rp403.801.188.341,00
b.	Gaji Karyawan			Rp12.657.138.450,00		Rp13.922.852.295,00	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp5.714.119.166,17		Rp5.999.825.124,48	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS	Rp -	Rp1.733.460.976,78		Rp1.906.807.074,45
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB	Rp -	Rp1.835.459.947,00		Rp2.019.005.941,71
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB	Rp -	Rp7.341.839.788,02		Rp8.076.023.766,82
TAHUN				III		IV	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	

BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
g.	Biaya sarana penunjang			Rp 10.360.791,65	Rp71.474.374.109,70	Rp 11.396.870,81	Rp78.621.811.520,67
h.	Biaya start up			Rp11.640.982.209,79		Rp 12.805.080.430,77	
	Total Biaya <i>Manufacturing</i> Langsung (DMC)			Rp30.022.600.617,62	Rp449.477.124.222,41	Rp32.739.154.721,07	Rp 494.424.836.644,65
	Biaya <i>Plant Overhead</i>	20%	(b+c)	Rp3.674.251.523,23		Rp3.984.535.483,90	
	Biaya <i>Manufacturing</i> Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp70.946.976.360,19		Rp70.946.976.360,19	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp51.025.833,73		Rp56.128.417,11	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp1.567.819.544,46		Rp1.724.601.498,91	
b.	Total Biaya <i>Manufacturing</i> Tetap (FMC)			Rp72.565.821.738,38		Rp 72.727.706.276,20	
B.	Pengeluaran Umum (<i>General Expenses</i>)			Rp -			
a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp632.856.922,50		Rp 696.142.614,75	
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f	Rp -	Rp734.183.978,80		Rp 807.602.376,68
c.	Bunga Bank			Rp16.112.844.104,64		Rp 14.169.266.156,96	
d.	Angsuran Pokok			Rp19.435.779.476,78		Rp 19.435.779.476,78	
	Total Pengeluaran Umum			Rp36.181.480.503,93	Rp734.183.978,80	Rp 34.301.188.248,50	Rp807.602.376,68
Total Biaya				Rp142.444.154.383	Rp450.211.308.201	Rp143.752.584.730	Rp495.232.439.021
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp 592.952.738.093,60		Rp 638.985.023.750,99	

Tabel L.5. 29 Biaya Produksi Kelima dan Keenam

TAHUN				V		VI	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku				Rp444.181.307.175,10		Rp 482.236.889.492,39
b.	Gaji Karyawan			Rp15.315.137.524,50		Rp16.846.651.276,95	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp6.299.816.380,71		Rp 6.618.612.153,82	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS		Rp2.097.487.781,90		Rp 2.307.236.560,09
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB		Rp2.220.906.535,88		Rp 2.411.184.447,46
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB		Rp8.883.626.143,50		Rp 9.644.737.789,85
g.	Biaya sarana penunjang			Rp12.536.557,89	Rp86.483.992.672,73	Rp 13.790.213,68	Rp 102.044.026.028,48
h.	Biaya start up			Rp14.085.588.473,85		Rp15.494.147.321,24	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp35.713.078.936,95	Rp543.867.320.309,11	Rp38.973.200.965,69	Rp 598.644.074.318,27
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp4.322.990.781,04		Rp 4.693.052.686,15	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp91.487.984.492,17		Rp41.515.159.533,88	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp61.741.258,82		Rp 67.937.828,30	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp1.897.061.648,80		Rp 2.087.968.159,43	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp93.446.787.399,79		Rp43.671.065.521,61	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						
a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp765.756.876,23		Rp 842.332.563,85	
TAHUN				V		VI	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	

BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f		Rp888.362.614,35		Rp 964.473.778,98
c.	Bunga Bank			Rp12.225.688.209,29		Rp10.276.520.359,58	
d.	Angsuran Pokok			Rp19.435.779.476,78		Rp19.446.959.280,85	
	Total Pengeluaran Umum			Rp32.427.224.562,30	Rp888.362.614,35	Rp30.565.812.204,27	Rp 964.473.778,98
Total Biaya				Rp165.910.081.680	Rp544.755.682.923	Rp 117.903.131.378	Rp 599.608.548.097
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp710.665.764.603,54		Rp 717.511.679.474,98	

Tabel L.5. 30 Biaya Produksi Ketujuh dan Kedelapan

TAHUN				VII		VIII	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku				Rp537.459.381.681,87		Rp591.205.319.850,06
b.	Gaji Karyawan			Rp18.531.316.404,65		Rp20.384.448.045,11	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DICI	Rp6.945.547.559,73		Rp7.292.824.937,72	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS		Rp2.537.960.216,10		Rp2.791.756.237,71
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB		Rp2.687.296.908,41		Rp2.956.026.599,25
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB		Rp10.749.187.633,64		Rp11.824.106.397,00
TAHUN				VII		VIII	
KAPASITAS PRODUKSI				100%		100%	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost

Institut Teknologi Indonesia

g.	Biaya sarana penunjang			Rp15.169.235,05	Rp104.645.631.134,01	Rp16.686.158,56	Rp115.110.194.247,41
h.	Biaya start up			Rp17.043.562.053,36		Rp18.747.918.258,69	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp42.535.595.252,79	Rp658.079.457.574,02	Rp46.441.877.400,08	Rp723.887.403.331,43
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp5.095.372.792,88		Rp5.535.454.596,57	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp41.515.159.533,88		Rp41.515.159.533,88	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp74.706.923,17		Rp82.177.615,48	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp2.295.444.595,04		Rp2.524.989.054,55	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp43.885.311.052,09		Rp44.122.326.203,92	
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						
a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp926.565.820,23		Rp1.019.222.402,26	
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f		Rp1.074.918.763,36		Rp1.182.410.639,70
c.	Bunga Bank			Rp8.338.532.313,93		Rp6.394.954.366,25	
d.	Angsuran Pokok			Rp19.435.779.476,78		Rp19.435.779.476,78	
	Total Pengeluaran Umum			Rp28.700.877.610,95	Rp1.074.918.763,36	Rp26.849.956.245,29	Rp1.182.410.639,70
Total Biaya				Rp120.217.156.709	Rp 659.154.376.337	Rp122.949.614.446	Rp725.069.813.971
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp 779.371.533.046,09		Rp 848.019.428.416,98	

Tabel L.5. 31 Biaya Produksi Kesembilan dan Kesepuluh

TAHUN				IX		X	
KAPASITAS PRODUKSI				100 %		100 %	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
A.	Biaya Manufacturing (Manufacturing Cost)						
1.	Biaya Manufacturing Langsung (DMC)						
a.	Biaya Bahan Baku				Rp650.325.851.835,07		Rp715.358.437.018,57
b.	Gaji Karyawan			Rp22.422.892.849,62		Rp24.665.182.134,58	
c.	Biaya Pemeliharaan dan Perbaikan (kenaikan 5% per tahun)	2%	DFCI	Rp7.657.466.184,60		Rp8.040.339.493,83	
d.	Biaya Royalti dan Paten	0,5%	TS		Rp3.070.931.861,48		Rp3.378.025.047,62
e.	Biaya Laboratorium	0,5%	BB		Rp3.251.629.259,18		Rp3.576.792.185,09
f.	Biaya pengemasan produk	2,0%	BB		Rp13.006.517.036,70		Rp14.307.168.740,37
g.	Biaya sarana penunjang			Rp18.354.774,41	Rp126.621.213.672,15	Rp20.190.251,85	Rp139.283.335.039,36
h.	Biaya start up			Rp20.622.710.084,56		Rp22.684.981.093,02	
	Total Biaya Manufacturing Langsung (DMC)			Rp50.721.423.893,20	Rp796.276.143.664,57	Rp55.410.692.973,29	Rp875.903.758.031,03
	Biaya Plant Overhead	20%	(b+c)	Rp6.016.071.806,84		Rp6.541.104.325,68	
	Biaya Manufacturing Tetap (FMC)						
2.	Depresiasi			Rp44.480.401.455,33		Rp44.480.401.455,33	
3.	Pajak Bumi dan Bangunan diperkirakan 0.1 % x (tanah + bangunan),kenaikan 10 % /th	0,1%		Rp90.395.377,03		Rp99.434.914,74	
a.	Biaya asuransi (kenaikan 10 %) pertahun	0,5%	DFCI	Rp2.777.487.960,00		Rp3.055.236.756,00	
b.	Total Biaya Manufacturing Tetap (FMC)			Rp47.348.284.792,37		Rp 47.635.073.126,08	
TAHUN				IX		X	
KAPASITAS PRODUKSI				100 %		100 %	
BIAYA PRODUKSI (PRODUCT COST)				Fixed Cost	Variable Cost	Fixed Cost	Variable Cost
B.	Pengeluaran Umum (General Expenses)						

Institut Teknologi Indonesia

a.	Biaya administrasi	5%	b	Rp1.121.144.642,48		Rp1.233.259.106,73	
b.	Biaya distribusi dan penjualan	10%	f		Rp1.300.651.703,67		Rp1.430.716.874,04
c.	Bunga Bank			Rp4.451.376.418,57		Rp2.507.798.470,89	
d.	Angsuran Pokok			Rp19.435.779.476,78		Rp19.435.779.476,78	
	Total Pengeluaran Umum			Rp25.008.300.537,84	Rp1.300.651.703,67	Rp23.176.837.054,41	Rp1.430.716.874,04
Total Biaya				Rp 129.094.081.030	Rp 797.576.795.368	Rp 132.763.707.479	Rp877.334.474.905
Total Biaya Produksi (TPC)				Rp 926.670.876.398,49		Rp1.010.098.182.384,52	

L5.14. Break Even Point

Rumus Umum:

$$\text{BEP} = \frac{\text{FC}}{(\text{TS} - \text{VC})} \times 100\%$$

Dimana:

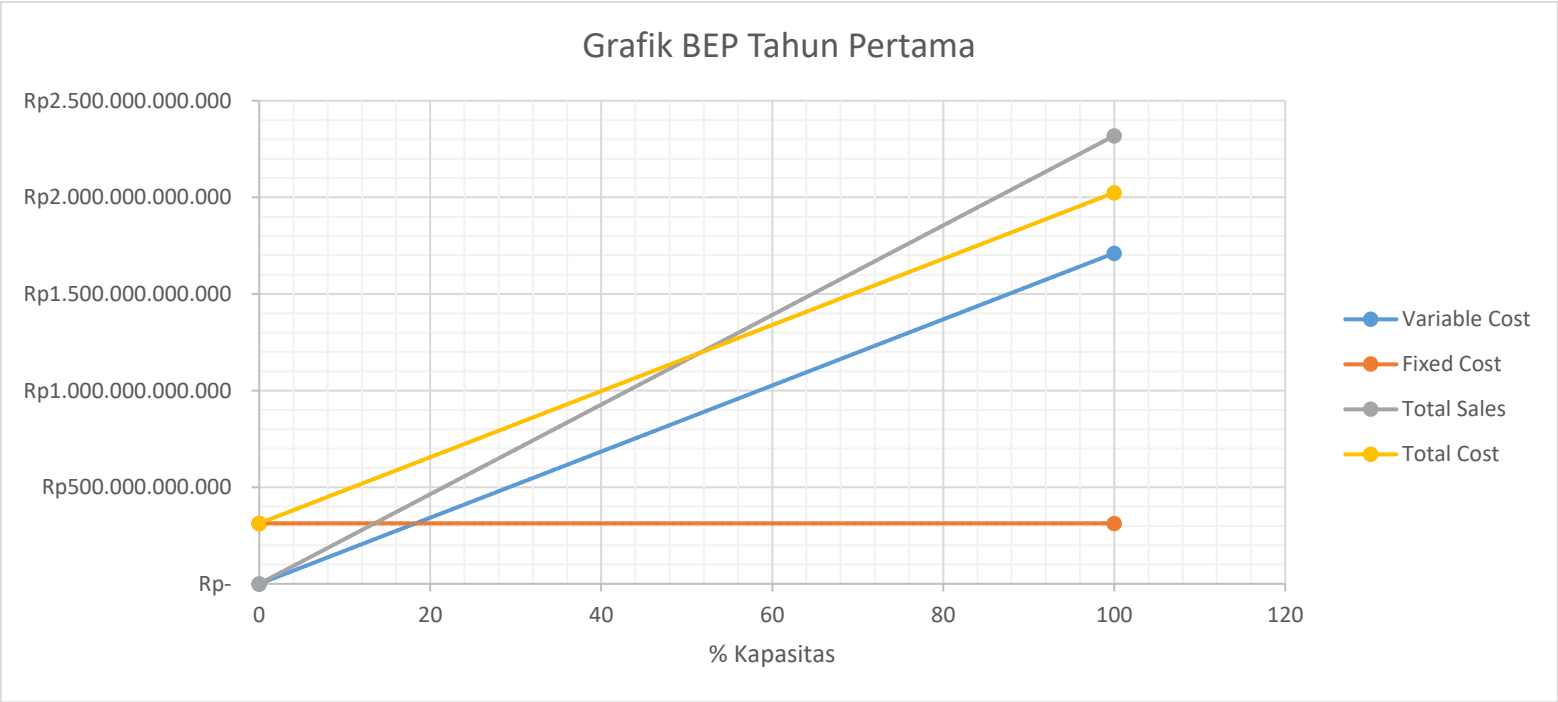
FC = Total *Fixed Cost*

TS = Total *Sales*

VC = Total *Variable Cost*

Tabel L.5. 32 Break Even Point

Tahun	Hasil Penjualan Produksi	Total	Total	Pengeluaran	BEP
	(Total Sales)	<i>Fixed Cost</i>	<i>Variabel Cost</i>	(Total Cost)	(%)
1	Rp 581.104.972.800	Rp 141.209.079.877,17	Rp 299.808.651.982,14	Rp 441.017.731.859,31	50,20%
2	Rp 719.117.403.840	Rp 141.980.739.809,56	Rp 371.013.206.827,90	Rp 512.993.946.637,46	40,79%
3	Rp 878.921.271.360	Rp 142.444.154.383,16	Rp 453.460.586.122,99	Rp 595.904.740.506,15	33,48%
4	Rp 966.813.398.496	Rp 143.752.584.729,67	Rp 498.806.644.735,28	Rp 642.559.229.464,95	30,72%
5	Rp 1.063.494.738.346	Rp 165.910.081.680,08	Rp 548.687.309.208,81	Rp 714.597.390.888,89	32,23%
6	Rp 1.169.844.212.180	Rp 117.891.752.741,45	Rp 603.556.040.129,69	Rp 721.447.792.871,14	20,82%
7	Rp 1.286.828.633.398	Rp 120.217.156.708,70	Rp 663.911.644.142,66	Rp 784.128.800.851,36	19,30%
8	Rp 1.415.511.496.738	Rp 122.949.614.445,85	Rp 730.302.808.556,93	Rp 853.252.423.002,78	17,94%
9	Rp 1.557.062.646.412	Rp 129.094.081.030,25	Rp 803.333.089.412,62	Rp 932.427.170.442,88	17,13%
10	Rp 1.712.768.911.053	Rp 132.763.707.479,46	Rp 883.666.398.353,88	Rp 1.016.430.105.833,34	16,01%



Gambar L.5 2 Grafik BEP Tahun Pertama

L5.15. Laba Rugi dan Pajak

Perhitungan laba rugi diperoleh berdasarkan selisih dari pendapatan penjualan bersih dengan total seluruh biaya yang harus dikeluarkan oleh perusahaan.

Perolehan persentase pajak dihitung berdasarkan UU No.36 Tahun 2008 sebagai berikut :

<u>Penghasilan Kena Pajak</u>	<u>Tarif Pajak (%)</u>
1. 0 s/d Rp.50 juta	5
2. Rp.50 juta s/d Rp.250 juta	15
3. Rp.250 juta s/d Rp.500 juta	25
4. > Rp. 500 juta	30

Besarnya laba rugi dan pajak dari tahun pertama hingga tahun kesepuluh ditunjukkan pada Tabel L5.34

Untuk menghitung jumlah nominal aliran masuk digunakan persamaan : Jumlah nominal aliran masuk = laba setelah pajak + *Salvage Value*

Tabel L.5. 33 Laba, Rugi, dan Pajak

Tahun	Penjualan (Rp)	Biaya Produksi (Rp)	Keuntungan kotor (Rp)	Depresiasi	Salvage Value	Penghasilan kena pajak	PPh (Rp) 25%	Keuntungan Bersih (Rp)
1	581.104.972.800	438.869.448.936	142.235.523.864	91.487.984.492,17	651.830.978.113,97	50.747.539.372	12.686.884.843	38.060.654.529
2	719.117.403.840	510.335.446.520	208.781.957.320	91.487.984.492,17	563.064.565.713,15	117.293.972.828	29.323.493.207	87.970.479.621
3	878.921.271.360	592.655.462.584	286.265.808.776	91.487.984.492,17	474.298.153.312,33	194.777.824.283	48.694.456.071	146.083.368.213
4	966.813.398.496	638.985.023.751	327.828.374.745	91.487.984.492,17	385.531.740.911,51	236.340.390.253	59.085.097.563	177.255.292.690
5	1.063.494.738.346	710.665.764.604	352.828.973.742	91.487.984.492,17	296.765.328.510,69	261.340.989.250	65.335.247.312	196.005.741.937

Institut Teknologi Indonesia

6	1.169.844.212.180	717.123.003.957	452.721.208.223	44.480.401.455,33	254.546.404.146,71	408.240.806.768	102.060.201.692	306.180.605.076
7	1.286.828.633.398	779.371.533.046	507.457.100.352	44.480.401.455,33	212.787.574.782,72	462.976.698.897	115.744.174.724	347.232.524.173
8	1.415.511.496.738	848.019.428.417	567.492.068.321	44.480.401.455,33	171.028.745.418,74	523.011.666.866	130.752.916.716	392.258.750.149
9	1.557.062.646.412	926.670.876.398	630.391.770.013	44.480.401.455,33	129.269.916.054,76	585.911.368.558	146.477.842.139	439.433.526.418
10	1.712.768.911.053	1.010.098.182.385	702.670.728.668	44.480.401.455,33	87.511.086.690,78	658.190.327.213	164.547.581.803	493.642.745.410

L5.16. Minimum Payback Period (MPP)

Net Cash Flow at present value (NCF@PV) yang diperoleh berdasarkan Tabel L5.35 digunakan untuk menghitung jangka waktu minimum yang diperlukan untuk pengembalian investasi modal.

$$\text{Disconto Factor} = \frac{1}{(1+i)^{\text{tahun}}} \quad \text{NCF@PV} = \text{NCF Nominal} \times \text{Disc.Factor}$$

Tabel L.5. 34 Kalkulasi Net Cash Flow at Present Value

Tahun	NCF Nominal	Suku Bunga	Disc.Factor	NCF PV	Akumulasi
		i			
0	-Rp 525.877.898.408,02	0,10	1,00	-Rp 525.877.898.408,02	-Rp 525.877.898.408,02
1	Rp 36.449.442.336,39	0,10	0,91	Rp 33.135.856.669,45	-Rp 492.742.041.738,57
2	Rp 85.976.604.532,78	0,10	0,83	Rp 71.055.045.068,41	-Rp 421.686.996.670,16
3	Rp 143.646.409.771,26	0,10	0,75	Rp 107.923.673.757,52	-Rp 313.763.322.912,64
4	Rp 174.574.638.404,16	0,10	0,68	Rp 119.236.826.995,53	-Rp 194.526.495.917,11
5	Rp 193.057.022.223,40	0,10	0,62	Rp 119.873.221.664,82	-Rp 74.653.274.252,29
6	Rp 302.937.013.390,27	0,10	0,56	Rp 171.000.046.507,16	Rp 96.346.772.254,87
7	Rp 343.664.573.318,61	0,10	0,51	Rp 176.354.265.746,74	Rp 272.701.038.001,60
8	Rp 388.334.004.209,91	0,10	0,47	Rp 181.160.678.950,32	Rp 453.861.716.951,92
9	Rp 435.116.305.885,19	0,10	0,42	Rp 184.531.789.040,94	Rp 638.393.505.992,87
10	Rp 488.893.802.823,23	0,10	0,39	Rp 188.489.724.922,18	Rp 826.883.230.915,04

Berdasarkan Tabel L5.37, maka untuk menghitung jangka waktu minimum yang dibutuhkan untuk pengembalian modal investasi. Hal tersebut terjadi dimana nilai akumulasi diperoleh bernilai nol (0). Untuk menghitung jangka waktu minimum yang dibutuhkan pabrik digunakan metode interpolasi, yaitu :

$$\text{MPP} = n + \frac{(a-b)}{(c-b) \times 1 \text{ tahun}}$$

Keterangan :

n : tahun terakhir jumlah arus kas belum menutup investasi mula-mula

a : jumlah investasi mula-mula

b : jumlah kumulatif arus kas pada tahun ke-n

c : jumlah kumulatif arus kas pada tahun ke n+1

Maka, MPP dapat diperoleh sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{MPP} &= 6 + \frac{(0 - (-\text{Rp } 74.653.274.252,29))}{(\text{Rp } 96.346.772.254,87 - (-\text{Rp } 74.653.274.252,29) \times 1 \text{ tahun})} \\ &= 5,44 \text{ Tahun} \\ &= 5 \text{ tahun } 1 \text{ bulan } 14 \text{ hari} \end{aligned}$$

L5.17. Internal Rate of Return

Internal Rate of Return (IRR) adalah tingkat suku bunga pinjaman (rate of interest) dalam persen pada Net Cash Flow Present Value (NCFPV) = 0.

Tabel L.5. 35 Kalkulasi Net Cash Flow at Present Value Setelah Goalseek

Tahun	Net Cash Flow	Bunga %	Present Value
	(Rp)	$1/(1+I)^n$	
0	-525.877.898.408	1,000	-525.877.898.408
1	36.449.442.336	0,775	28.309.603.686
2	85.976.604.533	0,600	51.864.010.013
3	143.646.409.771	0,465	67.301.304.191
4	174.574.638.404	0,360	63.526.182.354
5	193.057.022.223	0,279	54.563.234.887
6	302.937.013.390	0,216	66.498.178.302
7	343.664.573.319	0,167	58.591.561.889
8	388.334.004.210	0,129	51.421.960.739
9	435.116.305.885	0,100	44.749.838.431
10	488.893.802.823	0,078	39.052.023.917
Total			0

Berdasarkan Tabel L5.35, diperoleh nilai IRR berada pada 28,75% dengan menggunakan metode Goalseek dengan mengubah jumlah nilai NCFPV menjadi 0. Nilai IRR pendirian pabrik ini lebih besar dari suku bunga pinjaman yang ditawarkan oleh Bank BNI yang menjadi referensi pada pendirian pabrik ini (10%).

L5.18. Kelayakan Proyek

Tabel L.5. 36 kelayakan Proyek

Tahun	Net Cash Flow Nominal	Bunga 10 %	Net Cash Flow Present Value
	(Rp)	$1/(1+I)^n$	
0	-525.877.898.408	1,00	-525.877.898.408,02
1	36.449.442.336	0,91	33.135.856.669,45
2	85.976.604.533	0,83	71.055.045.068,41
3	143.646.409.771	0,75	107.923.673.757,52
4	174.574.638.404	0,68	119.236.826.995,53
5	193.057.022.223	0,62	119.873.221.664,82
6	302.937.013.390	0,56	171.000.046.507,16
7	343.664.573.319	0,51	176.354.265.746,74
8	388.334.004.210	0,47	181.160.678.950,32
9	435.116.305.885	0,42	184.531.789.040,94
10	488.893.802.823	0,39	188.489.724.922,18
Total			826.883.230.915

Dengan pertimbangan analisa ekonomi ini, maka pabrik ini dikatakan LAYAK karena :

- 1) MPP diperoleh pada 5,44 tahun, sehingga investasi kembali sebelum umur pabrik yaitu 10 tahun
- 2) IRR sebesar 28,75% > suku bunga yang diambil sebesar 10%
- 3) NCFPV pada bunga bank 10% bernilai positif