

**PRA RANCANGAN PABRIK  
ASAM ASETILSALISILAT (ASPIRIN)  
DARI ASAM SALISILAT DAN ASETAT ANHIDRIDA  
KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN**

**PRA RANCANGAN PABRIK**

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



oleh :

**Nama : Sakinah Novianty M  
NIM : 12521112**

**Nama : Muhammad Bagus A  
NIM : 12521218**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2016**

# LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN HASIL LAPORAN TUGAS

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Sakinah Novianti M                      Nama : Muhammad Bagus A  
NIM : 12521112                                      NIM : 12521218

Yogyakarta, 29 November 2016

Menyatakan bahwa seluruh hasil Pra Rancangan Pabrik ini adalah hasil karya sendiri. Apabila di kemudian hari terbukti bahwa ada beberapa bagian dari karya ini adalah bukan karya sendiri, maka saya siap menanggung resiko dan konsekuensi apapun. Demikian surat pernyataan ini kami buat, semoga dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.



Sakinah Novianty Muslimin  
NIM. 12521112



Muhammad Bagus Arif  
NIM. 12521218

# LEMBAR PENGESAHAN PEMBIMBING

## PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETILSALISILAT (ASPIRIN) DARI ASAM SALISILAT DAN ASETAT ANHIDRIDA KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN

### PRA RANCANGAN PABRIK



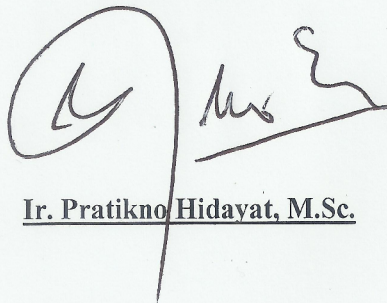
Oleh :

Nama : Sakinah Novianty M  
NIM : 12521112

Nama : Muhammad Bagus A  
NIM : 12521218

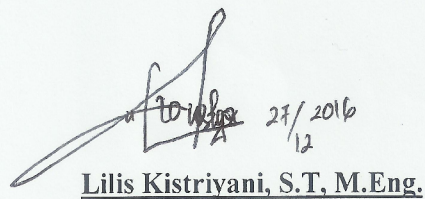
Yogyakarta, 29 November 2016

Pembimbing I



Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc.

Pembimbing II



Lilis Kistriyani, S.T, M.Eng.

## LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI

### PRA RANCANGAN PABRIK ASAM ASETILSALISILAT (ASPIRIN) DARI ASAM SALISILAT DAN ASETAT ANHIDRIDA KAPASITAS 6.000 TON/TAHUN

#### PRA RANCANGAN PABRIK

Oleh :

Nama : Sakinah Novianty M      Nama : Muhammad Bagus A  
NIM : 12521112                      NIM : 12521218

Telah Dipertahankan Di Depan Sidang Penguji Sebagai Salah Satu Syarat Untuk  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia Konsentrasi Teknik Kimia  
Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia

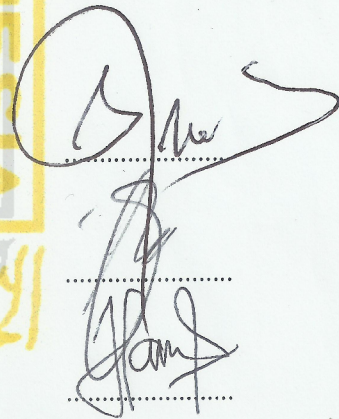
Yogyakarta, 29 November 2016

Tim Penguji,

Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc.  
Ketua

Ir. Bachrun Sutrisno, M.Sc.  
Anggota I

Khamdan Cahyari, S.T., M.Sc.  
Anggota II



Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia  
Fakultas Teknologi Industri  
Universitas Islam Indonesia



Drs. Ir., Faisal R.M. MSIE., Ph.D

## KATA PENGANTAR

Alhamdulillah, puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT karena dengan rahmat, karunia, serta taufik dan hidayah-Nya kami dapat menyelesaikan Pra Rancangan Pabrik. Laporan ini disusun berdasarkan pengalaman dan ilmu yang kami peroleh selama menempuh pendidikan di Universitas Islam Indonesia.

Pra Rancangan Pabrik yang telah kami susun ini dibuat dalam rangka memenuhi tugas kuliah Program Studi Teknik Kimia, yang mana sebagai syarat untuk kelulusan Strata-1 (S-1).

Dengan ini kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini tidak akan tersusun dengan baik tanpa adanya bantuan dari pihak-pihak terkait. Oleh karena itu, saya mengucapkan banyak terimakasih kepada semua pihak yang telah membantu kami dalam melaksanakan kegiatan Penelitian maupun dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini.

Ucapan terimakasih yang sebesar-besarnya saya sampaikan kepada :

- Bapak Ir., Drs., Faisal R.M. M.M., Ph.D selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia, Universitas Islam Indonesia..
- Bapak Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc., selaku pembimbing Pra Rancangan Pabrik di Universitas Islam Indonesia.
- Ibu Lilis Kistriyani, S.T, M.Eng., selaku pembimbing Pra Rancangan Pabrik di Universitas Islam Indonesia.

- Orang Tua tercinta Bapak Suprpto dan Ibu Surami (alm) yang mana telah membantu kami dalam segi material maupun dalam segi motivasi selama dalam penyusunan Laporan Pra Rancangan Pabrik ini.
- Muhammad Totok Prabowo sebagai kakak yang selalu menyokong kami, Muhammad Fajar Nur Rachmat, Tiara Rachma N F, Khoirul Aldianto sebagai adik-adik yang menjadi motivasi bagi kami.
- Asatidz dan Pondok Pesantren Ibnul Qoyyim Putra yang membantu kami dalam banyak hal.
- Dan semua pihak lain yang telah ikut serta memberikan bantuan dan dorongan dalam proses penyelesaian Pra Rancangan Pabrik.

Kami menyadari bahwa Pra Rancangan Pabrik ini masih jauh dalam kesempurnaan, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat kami harapkan demi kesempurnaan Pra Rancangan Pabrik ini.

Akhir kata, kami mohon maaf yang sebesar-besarnya apabila dalam penyusunan Pra Rancangan Pabrik ini terdapat banyak kesalahan. Semoga Pra Rancangan Pabrik ini dapat bermanfaat khususnya bagi penulis dan pada umumnya bagi para pembaca.

Yogyakarta, 29 November 2016

Penulis

## DAFTAR ISI

LEMBAR JUDUL TUGAS AKHIR PRA RANCANGAN PABRIK .....	i
LEMBAR PERNYATAAN KEASLIAN PRA RANCANGAN PABRIK .....	ii
LEMBAR PENGESAHAN DOSEN PEMBIMBING .....	iii
LEMBAR PENGESAHAN PENGUJI .....	iv
KATA PENGANTAR .....	v
DAFTAR ISI .....	vii
DAFTAR TABEL .....	xi
DAFTAR GAMBAR .....	xiii
ABSTRACT .....	xiv
BAB I PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Tinjauan Pustaka .....	3
1.3 Kapasitas Pabrik .....	5
BAB II PERANCANGAN PRODUK	
2.1 Pendahuluan .....	10
2.2 Spesifikasi Produk .....	10
2.3 Spesifikasi Bahan Baku.....	11
2.4 Pengendalian Kualitas .....	13
2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku.....	13
2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses.....	13
2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk .....	15

### BAB III PERANCANGAN PROSES

3.1 Uraian Proses .....	17
3.1.1 Tinjauan Proses.....	17
3.1.2 Tinjauan Termodinamika .....	18
3.1.3 Proses Pembuatan .....	20
3.2 Spesifikasi Alat Proses .....	24

### BAB IV PERANCANGAN PABRIK

4.1 Pendahuluan.....	53
4.2 Lokasi Pabrik .....	53
4.2.1 Faktor Primer.....	55
4.2.2 Faktor Sekunder.....	56
4.3 Tata Letak Pabrik .....	58
4.4 Tata Letak Alat Proses .....	60
4.4.1 Aliran Bahan Baku dan Produk.....	60
4.4.2 Aliran Udara .....	60
4.4.3 Pencahayaan .....	61
4.4.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan .....	61
4.4.5 Perimbangan Ekonomi.....	61
4.4.6 Jarak Antar Alat Proses.....	61
4.5 Aliran Proses dan Material .....	63
4.5.1 Neraca Massa .....	63
4.5.2 Neraca Energi .....	66
4.5.3 Diagram Alir Kualitatif .....	69



4.6 Perawatan ( <i>Maintenance</i> ) .....	73
4.7 Pelayanan Teknik ( <i>Utilitas</i> ) .....	74
4.7.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ( <i>Water Treatment System</i> ) .....	75
4.7.2 Unit Pembangkit <i>Steam</i> ( <i>Steam Generation System</i> ) .....	84
4.7.3 Unit Pembangkit Listrik ( <i>Power Plant System</i> ) .....	86
4.7.4 Unit Penyediaan Udara Tekan .....	89
4.7.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar .....	90
4.7.6 Laboratorium.....	91
4.8 Organisasi Perusahaan .....	91
4.8.1 Bentuk Perusahaan .....	91
4.8.2 Struktur Organisasi .....	92
4.8.3 Tugas dan Wewenang .....	93
4.8.4 Sistem Kerja Karyawan .....	97
4.9 Evaluasi Ekonomi .....	100
4.9.1 Penaksiran Harga Peralatan .....	101
4.9.2 Dasar Perhitungan .....	104
4.9.3 Perhitungan Biaya .....	105
4.9.4 Analisa Kelayakan .....	107
4.9.5 Hasil Perhitungan .....	111
4.9.6 Analisa Keuntungan .....	125
4.9.7 Hasil Kelayakan Ekonomi .....	126

BAB V PENUTUP

5.1 Kesimpulan ..... 129

5.2 Saran ..... 130

DAFTAR PUSTAKA ..... 132

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

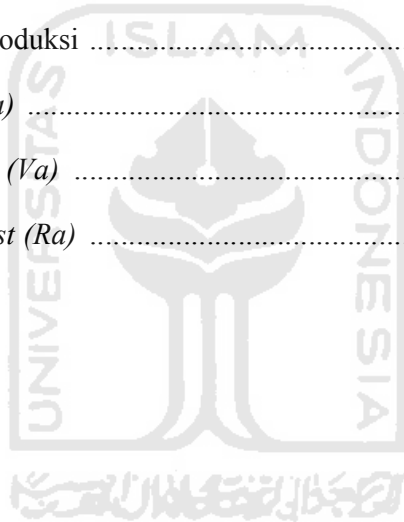
LAMPIRAN B



## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Pabrik Aspirin Dunia.....	6
Tabel 1.2 Data impor Aspirin di Indonesia .....	7
Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik .....	58
Tabel 4.2 Neraca Massa Reaktor .....	62
Tabel 4.3 Neraca Massa Kristalizer .....	63
Tabel 4.4 Neraca Massa Centrifuge.....	63
Tabel 4.5 Neraca Massa Rotary Drier.....	64
Tabel 4.6 Neraca Massa Menara Distilasi.....	64
Tabel 4.7 Neraca Massa Total.....	65
Tabel 4.8 Neraca Energi Reaktor .....	65
Tabel 4.9 Neraca Energi Kristalizer .....	66
Tabel 4.10 Neraca Energi Centrifuge .....	67
Tabel 4.11 Neraca Energi Menara Distilasi .....	67
Tabel 4.12 Neraca Energi Rotary Drier .....	68
Tabel 4.13 Kebutuhan air pembangkit steam .....	81
Tabel 4.14 Kebutuhan air proses .....	82
Tabel 4.15 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga .....	83
Tabel 4.16 Kebutuhan listrik alat proses.....	85
Tabel 4.17 Kebutuhan listrik utilitas.....	87
Tabel 4.18 Gaji karyawan .....	96
Tabel 4.19 Jadwal kerja masing-masing regu .....	98
Tabel 4.20 Harga indeks .....	101
Tabel 4.21 Harga indeks pada tahun perancangan .....	102

Tabel 4.22 <i>Physical Plant Cost</i> .....	114
Tabel 4.23 <i>Fixed Capital Investment (FCI)</i> .....	115
Tabel 4.24 <i>Direct Manufacturing Cost (DMC)</i> .....	118
Tabel 4.25 <i>Indirect Manufacturing Cost (IMC)</i> .....	119
Tabel 4.26 <i>Fixed Manufacturing Cost (FMC)</i> .....	120
Tabel 4.27 <i>Total Manufacturing Cost (MC)</i> .....	120
Tabel 4.28 <i>Working Capital (WC)</i> .....	121
Tabel 4.29 <i>General Expense (GE)</i> .....	122
Tabel 4.30 Total biaya produksi .....	122
Tabel 4.31 <i>Fixed cost (Fa)</i> .....	123
Tabel 4.32 <i>Variable cost (Va)</i> .....	123
Tabel 4.33 <i>Regulated cost (Ra)</i> .....	124



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Grafik Kebutuhan Aspirin di Indonesia.....	9
Gambar 4.1 Tata letak pabrik .....	61
Gambar 4.2 Tata letak alat proses pabrik .....	61
Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif pabrik Asam Asetilsalisilat .....	70
Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif pabrik Asam Asetilsalisilat .....	71
Gambar 4.5 Diagram alir proses pengolahan air dan steam.....	84
Gambar 4.6 Struktur organisasi perusahaan.....	95
Gambar 4.7 Hubungan Kapasitas produksi dengan nilai rupiah.....	127



## ABSTRACT

*Acetylsalicylic Acid was used for raw material and co-material for pharmaceuticals industry. Acetylsalicylic acid was made from Salicylic acid and Acetic Anhydride by esterification reaction. The reaction of process would occur at 90°C and 1 atm with 90% conversion using Continuous Stirred Tank Reactor.*

*The Acetylsalicylic acid plant would be built to produce for about 6.000 tons/year capacity of Acetylsalicylic acid. The raw materials consist of 587,259 kg/hour of Salicylic acid and 448,381 kg/hour of Acetic Anhydride. The utility process unit needed 11.670 kg/hour of water for the production processes and daily necessities, used 84,9 kW electricity, and 159,910 Lt/hour fuels.*

*The plant would be built in the Industrial area of Gresik, Jawa Timur. It would be form in Incorporated Company (Inc.) with 135 employees lead by president director. The schedule working system would be applied in shift mode and fix working hour.*

*The Economic evaluation results from the plant were 17% for Return On Investement after tax, 3,76 year for Pay Out Time after tax, 45,62% for Break Even Point, 24,35% for Shut Down Point and 18,30% for Discounted Cash Flow Rate of Return. Based on the economics calculation could be assumed that the plant would be going well to built.*

*Key word : Acetylsalicylic acid, Esterification, CSTR, Economic*

## ABSTRAK

Asam Asetilsalisilat (Aspirin) digunakan untuk bahan baku dan bahan-bahan pendukung dalam industri kimia farmasi. Asam Asetilsalisilat ini dibuat dari reaksi Asam salisilat dan Asetat anhidrida melalui reaksi esterifikasi. Reaksi beroperasi dalam suhu 90°C dan tekanan 1 atm dengan konversi 90% menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk.

Pabrik ini dibangun untuk menghasilkan Asam Asetilsalisilat dengan kapasitas 6.000 ton/tahun. Bahan baku terdiri dari 587,259 kg/jam Asam salisilat dan 448,381 kg/jam Asetat anhidrida. Utilitas yang diperlukan adalah 11.670 kg/jam air baik untuk proses maupun kebutuhan domestik, 84,9 kW listrik, 159,910 lt/jam bahan bakar.

Pabrik akan didirikan di kawasan industri Gresik, Jawa Timur. Pabrik ini direncanakan perusahaan dalam bentuk manajemen Perseroan Terbatas (PT) dengan 135 karyawan dan dipimpin oleh seorang direktur utama. Sistem kerja berdasarkan pergantian jam kerja dan jam kerja tetap.

Hasil evaluasi ekonomi dari pabrik ini adalah 17% *Return On Investment* (ROI) setelah pajak, *Pay Out Time* (POT) sebesar 3,76 tahun setelah pajak, *Break Even Point* (BEP) yang diperoleh 45,62%, dan *Shut Down Point* (SDP) yang didapat 24,35%, serta *Discounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR) sebesar 18,30%. Berdasarkan hasil kelayakan ekonomi tersebut, dapat disimpulkan bahwa pabrik Asam Asetilsalisilat layak untuk dibangun.

Kata Kunci : *Asam Asetilsalisilat, Esterifikasi, RATB, Ekonomi*

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **1.1 Latar Belakang**

Seiring dengan semakin pesatnya perkembangan zaman, Indonesia secara bertahap melaksanakan pembangunan di segala bidang, termasuk bidang industri. Industri kimia sebagai salah satu industri vital dan strategis telah banyak mengalami perkembangan, mengingat industri ini mempunyai keterkaitan dengan industri lainnya, Salah satu industri kimia yaitu industri farmasi.

Indonesia merupakan pasar farmasi terbesar di ASEAN sehingga memiliki potensi yang sangat baik untuk dikembangkan. pasar farmasi Indonesia mencapai 27% dari total pasar ASEAN. Dari jumlah tersebut, sekitar 70% didominasi oleh pemain nasional yang menjadikan Indonesia satu-satunya negara di ASEAN yang didominasi oleh industri lokal. Juga dipengaruhi oleh sektor kesehatan semakin meningkat dengan adanya Badan Penyelenggara Jaminan Sosial (BPJS) menyebabkan penggunaan obat-obatan semakin meningkat tajam.

Di Indonesia sudah berdiri ratusan industri farmasi, namun industri tersebut hanya bergerak pada proses pencampuran bahan baku obat, packing dan pemasarannya saja, karena bahan obat ataupun obat itu sendiri masih didapat dari hasil impor.



Untuk mengembangkan industri farmasi di Indonesia dan untuk menghemat devisa negara perlu didirikan industri farmasi yang terpadu, mulai dari pembuatan bahan baku sampai pemasarannya. Industri farmasi tersebut diantaranya adalah pabrik Aspirin. Di Indonesia aspirin dikenal dengan merek dagang “Aspirin Tablet” (PT Bayer Indonesia) dengan bahan baku diimpor dari luar negeri.

Bayer merupakan perusahaan pertama yang berhasil menciptakan senyawa aspirin (asam asetilsalisilat). Ide untuk memodifikasi senyawa Asam salisilat dilatarbelakangi oleh banyaknya efek negatif dari senyawa ini. Pada tahun 1945, Arthur Eichengrun dari perusahaan Bayer mengemukakan idenya untuk menambahkan gugus asetil dari senyawa Asam salisilat untuk mengurangi efek negatif sekaligus meningkatkan efisiensi dan toleransinya. Pada tahun 1897, Felix Hoffmann berhasil melanjutkan gagasan tersebut dan menciptakan senyawa Asam asetilsalisilat yang kemudian umum dikenal dengan istilah Aspirin. (Hoffman,1900)

Aspirin merupakan salah satu jenis obat analgesik yang berfungsi sebagai pereda rasa sakit atau nyeri. Kadang orang menyebut Aspirin dengan nama Asam asetilsalisilat. Aspirin mempunyai bahan aktif yang disebut sebagai Asam salisilat asetil yang merupakan turunan sintesis dari senyawa Salisin.

Salisin sebetulnya dapat ditemukan secara alami yang terkandung didalam beberapa tanaman terutama pada tanaman Willow. Salisin yang ditemukan pada tanaman Willow sudah banyak digunakan oleh masyarakat

sebagai pereda rasa nyeri sejak ratusan tahun silam. Saat ini Aspirin banyak digunakan sebagai analgesik dan banyak dijual dipasaran. Aspirin sendiri tergolong dalam jenis obat merupakan obat anti inflamasi non-steroid (NSAID) yang berfungsi sebagai pereda rasa nyeri ringan sampai sedang seperti nyeri otot, sakit gigi, sakit kepala juga rasa nyeri yang disebabkan oleh menstruasi. Obat ini juga sering digunakan untuk mengobati pilek, demam dan peradangan.

Secara umum Aspirin berguna untuk mengobati sebagai berikut :

- Melawan rasa sakit
- Demam dan influenza
- Rematik dan sakit otot
- Mencegah penyakit kardiovaskuler, kanker usus besar dan *rectum*, dan *stroke*. (Kirk Oethmer, 1982)

## 1.2 Tinjauan Pustaka

Proses pembuatan Asam asetilsalisilat yang digunakan adalah Esterifikasi Asam salisilat dengan Asetat anhidrida. Dalam reaksi ini yang berlangsung adalah reaksi esterifikasi yaitu pembentukan ester dari reaksi antara Asam salisilat dengan Asetat anhidrida, reaksi ini merupakan jenis reaksi substitusi nukleofilik.

Reaksi nukleofilik melibatkan pelepasan ion  $H^+$  (*hydrogen*) dari Asam salisilat yang bersifat suka inti (*nukleofil*) kemudian akan menyerang Asetat anhidrida sehingga melepaskan gugus *acyl*  $CH_3-C(O)-$  sebagai *leaving group* (Le). Gugus *acyl* ini bergabung dengan gugus asetil membentuk Asam asetat sebagai hasil samping. Anhidrida asam karboksilat dibentuk lewat kondensasi dua

molekul Asam karboksilat. Berikut ini beberapa cara atau metode yang ditemukan oleh beberapa tokoh :

a. Sintesa Aspirin menurut Kolbe

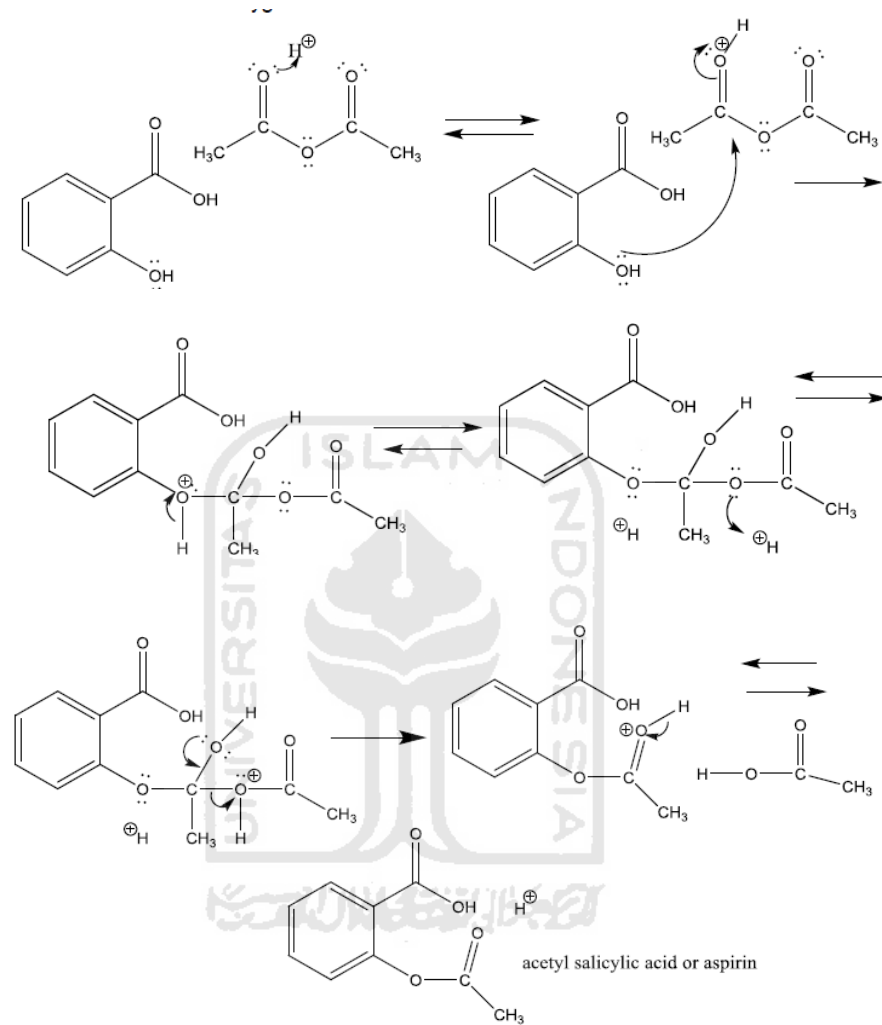
Pembuatan asam salisilat dilakukan dengan Sintesis Kolbe, metode ini ditemukan oleh ahli kimia Jerman yang bernama Hermann Kolbe. Pada sintesis ini, sodium phenoxide dipanaskan bersama karbondioksida ( $\text{CO}_2$ ) pada tekanan tinggi, lalu ditambahkan asam untuk menghasilkan asam salisilat. Asam salisilat yang dihasilkan kemudian di reaksikan dengan asetat anhidrida dengan bantuan asam sulfat sehingga dihasilkan asam asetilsalisilat dan asam asetat. (George Austin, 1984 )

b. Sintesa Aspirin Setelah Modifikasi Sintesa Kolbe oleh Schmitt

Larutan sodium phenoxide masuk ke dalam revolving heated ball mill yang memiliki tekanan vakum dan panas ( $130^\circ\text{C}$ ). Sodium phenoxide berubah menjadi serbuk halus yang kering, kemudian dikontakkan dengan  $\text{CO}_2$  pada tekanan 700 kPa dan temperatur  $100^\circ\text{C}$  sehingga membentuk sodium salisilat. Sodium salisilat dilarutkan keluar dari mill lalu dihilangkan warnanya dengan menggunakan karbon aktif. Kemudian ditambahkan asam sulfat untuk mengendapkan asam salisilat, asam salisilat dimurnikan dengan sublimasi. (George Austin, 1984 )

Metode yang kami gunakan yaitu sintesa aspirin menurut Kolbe dengan Asam salisilat dan asetat anhidrida direaksikan dalam fase cair pada suhu  $90^\circ\text{C}$ , tekanan 1 atm akan menghasilkan asam asetilsalisilat dengan reaksi:

Reaksi nukleofilik :



Pada kondisi Operasi (J.J Mc. Ketta, 1981):

- Tekanan : 1 atm
- Suhu : 90°C
- Perbandingan Asam Salisilat dan Asetat Anhidrida : 1 : 1
- % Konversi : 90% pada Asam Salisilat
- Waktu tinggal reaksi : 2 jam

### 1.3 Kapasitas Pabrik

Untuk menetapkan kapasitas produk asam asetilsalisilat (aspirin) setiap tahunnya perlu diketahui data seperti: total import aspirin di Indonesia, kapasitas produksi minimal sudah ada, konsumsi tablet aspirin perkapita, laju pertumbuhan penduduk.

Penentuan kapasitas rancangan pabrik yang akan didirikan harus berada diatas kapasitas minimum atau sama dengan kapasitas pabrik yang sudah berjalan. Selain itu, penentuan kapasitas rancangan mampu memenuhi kebutuhan dalam negeri. Faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam menentukan kapasitas pabrik aspirin adalah:

#### 1.3.1 Pabrik Aspirin di Dunia

Pabrik aspirin telah mengalami banyak perkembangan dari proses penemuannya. Pabrik pertama yang memproduksi aspirin dengan bentuk tablet yaitu Bayer International Germany.

Pabrik aspirin yang telah didirikan di luar negeri masih memberikan keuntungan antara lain diperlihatkan pada Tabel 1.1 berikut:

Tabel 1.1 Pabrik Aspirin di Dunia

<b>Pabrik</b>	<b>Negara</b>	<b>Kapasitas(ton/th)</b>
China Production	China	3500
JQC (Huayin) Pharmaceutical Co., Ltd	China	8500
Arab Factory	Arab Saudi	1200

Bayer Factory at Lada	USA	6000
PT. Bayer Indonesia	Indonesia	2000
Bayer	Germany	12000

Pada perancangan ini dipilih kapasitas 6.000 ton/tahun. Dengan kapasitas sebesar ini diharapkan dapat mencukupi kebutuhan dalam negeri dan ekspor.

### 1.3.2 Kebutuhan Aspirin

Dari hasil data kebutuhan aspirin di Indonesia (BPS) diperoleh data sebagaimana diperlihatkan pada Tabel 1.2 berikut:

Tabel 1.2 Data impor Aspirin di Indonesia

Tahun	Aspirin (ton)
2009	3790
2010	2580
2011	4210
2012	4620
2013	4760
2014	4355
2015	3765

Sumber : BPS 2015

Dari data BPS pada Tabel 1.2 kemudian dibuat persamaan dengan metode regresi linier sederhana untuk memprediksi kebutuhan aspirin di Indonesia pada tahun dibangunnya pabrik Aspirin ini.

Regresi linier sederhana digunakan untuk mendapatkan hubungan matematis dalam bentuk suatu persamaan antara variabel tak bebas tunggal dengan variabel bebas tunggal. Regresi linier sederhana hanya memiliki satu peubah X yang dihubungkan dengan satu peubah tidak bebas Y. bentuk umum dari persamaan regresi linier untuk populasi adalah :

$$Y = a + bx$$

Dimana :

Y = Variabel tak bebas

X = Variabel bebas

a = Parameter intersep

b = Parameter Koefisien Regresi Variabel Bebas

Menentukan koefisien persamaan a dan b dapat dengan menggunakan metode kuadrat terkecil, yaitu cara yang dipakai untuk menentukan koefisien persamaan a dan b dari jumlah pangkat dua (kuadrat) antara titik-titik dengan garis regresi yang dicari yang terkecil. Dengan demikian dapat ditentukan :

$$a = \frac{(\Sigma Y)(\Sigma X^2) - (\Sigma X)(\Sigma X Y)}{n(\Sigma X^2) - (\Sigma X)^2}$$

$$b = \frac{n(\Sigma X Y) - (\Sigma X)(\Sigma Y)}{n(\Sigma X^2) - (\Sigma X)^2}$$

Kemudian diperoleh hasil perhitungan :

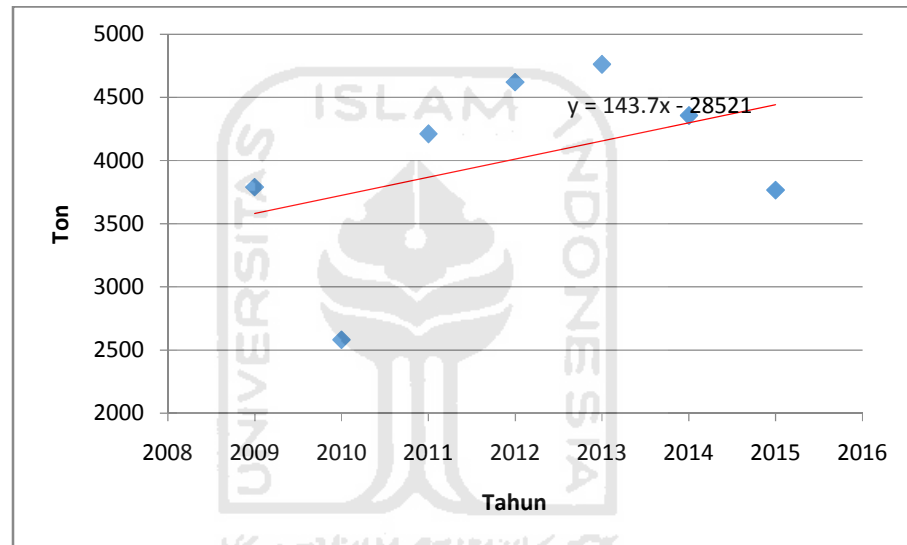
$$a = -285,214$$

$$b = 143,75$$

maka persamaan yang terbentuk adalah :

$$Y = 143,75 x - 258.214 \dots \dots \dots \text{pers 1}$$

Dari persamaan diatas kemudian digunakan untuk memprediksi kebutuhan Aspirin pada tahun 2020. Diperoleh angka kebutuhan Aspirin pada tahun 2020 sebesar 5161 ton. Grafik dengan metode regresi linier diperlihatkan pada Gambar 1.1.



Gambar 1.1 Grafik kebutuhan Aspirin di Indonesia

Selain data impor Indonesia akan Aspirin. Untuk saat ini masyarakat di Amerika menjadi peringkat pertama konsumsi Aspirin dengan kebutuhan masyarakatnya 50.000 ton/tahun. Kemudian dengan perhitungan negara-negara lain yang cukup signifikan maka pemilihan kapasitas pabrik sebesar 6.000 ton/tahun bisa mencukupi kebutuhan Aspirin dunia dan akan menambah pendapatan bagi Indonesia karena produk akan di ekspor ke dunia.



## BAB II

### PERANCANGAN PRODUK

#### 2.1 Pendahuluan

Untuk memenuhi kualitas produk sesuai target pada perancangan ini, maka mekanisme pembuatan Aspirin dirancang berdasarkan variabel utama yaitu; spesifikasi produk, spesifikasi bahan baku, dan pengendalian kualitas.

#### 2.2 Spesifikasi Produk

Dalam perancangan pabrik ini menghasilkan produk utama Asam asetilsalisilat (aspirin) dan produk samping Asam asetat. Spesifikasi untuk masing-masing produk diakses dari [pubchem.ncbi.nlm.nih.gov](http://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov) sebagai berikut :

##### A Asam Asetilsalisilat (Aspirin)

Rumus molekul	: $C_9H_8O_4$
Berat molekul	: 180,15
Kelarutan 25°C	: 0,33/100 g air
Titik lebur	: 136°C
Bentuk	: Padat kristal halus seperti jarum (1 atm, 25°C)
Titik didih	: 140°C
Bau	: Tidak berbau
Suhu kritis	: 492°C
Tekanan kritis	: 32,27 atm
Densitas 20°C	: 1,35 g/cm <sup>3</sup>

Viscositas	: 5,31 cp
Kemurnian	: 99,5 – 100,5% berat asam asetilsalisilat
Impuritas	: air max 0,5%

## **B Asam Asetat**

Rumus molekul	: $C_2H_4O_2$
Berat Molekul	: 60,05
Bentuk	: cair (1 atm, 25°C)
Titik didih	: 118°C
Warna	: Tidak berwarna
Titik lebur	: 16,6°C
Bau	: bau asam yang sangat menyengat
Suhu kritis	: 333°C
Densitas 20°C	: 1,0446 g/cm <sup>3</sup>
Tekanan kritis	: 39,47 atm
Kemurnian	: 96,5% berat asam asetat
Viscositas	: 1,056 mPa
Impuritas	: asam anhidrida 3,5% berat

### **2.3 Spesifikasi Bahan Baku**

Dalam perancangan pabrik ini menggunakan bahan utama Asam salisilat dan Asetat anhidrida. Spesifikasi untuk masing-masing bahan diakses dari [pubchem.ncbi.nlm.nih.gov](http://pubchem.ncbi.nlm.nih.gov) sebagai berikut :

**A Asetat Anhidrida**

Rumus molekul	: $C_4H_6O_3$
Berat Molekul	: 102,09
Bentuk	: cair (1 atm, 25°C)
Titik didih	: 140°C
Warna	: Tidak berwarna
Titik lebur	: -73°C
Bau	: bau asam yang sangat menyengat
Suhu kritis	: 333°C
Densitas 20°C	: 1,08-1,085 g/cm <sup>3</sup>
Tekanan kritis	: 39,47 atm
Kemurnian	: 99% berat asetat anhidrida
Viscositas	: 0,91 cp
Impuritas	: asam asetat 1% berat

**B Asam Salisilat**

Rumus molekul	: $C_7H_6O_3$
Berat molekul	: 138,12
Bentuk	: Padat kristal halus (1 atm, 25°C)
Kelarutan 25°C	: 0,2/100 g air
Titik didih	: 211°C
Warna	: Putih
Suhu kritis	: 456°C

Bau	: Tidak berbau
Tekanan kritis	: 51,12 atm
Densitas 20°C	: 1,438-1,443 g/cm <sup>3</sup>
Kemurnian	: 100% berat asam salisilat

## **2.4 Pengendalian Kualitas**

### **2.4.1 Pengendalian Kualitas Bahan Baku**

Sebelum dilakukan proses produksi, dilakukan pengujian terhadap kualitas bahan baku yang diperoleh. Pengujian ini dilakukan dengan tujuan agar bahan baku yang digunakan sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan. Evaluasi yang digunakan yaitu standart yang hampir sama dengan standart Amerika yaitu ASTM 1972.

Adapun parameter yang diukur adalah :

- 1) Kemurnian dari bahan baku asetat anhidrida dan asam salisilat
- 2) Kandungan di dalam asetat anhidrida dan asam salisilat
- 3) Kadar air
- 4) Kadar zat pengotor

### **2.4.2 Pengendalian Kualitas Proses**

Pengendalian proses dilakukan untuk menjaga kualitas produk yang akan dihasilkan, dan ini sudah harus dilakukan sejak dari bahan baku sampai menjadi produk. Selain pengawasan mutu bahan baku, bahan pembantu, produk setengah

jadi maupun produk penunjang mutu proses. Semua pengawasan mutu dapat dilakukan analisa di laboratorium maupun menggunakan alat control.

Pengendalian dan pengawasan jalannya operasi dilakukna dengan alat pengendalian yang berpusat di *control room*, dilakukan dengan *automatic control* yang menggunakan indicator. Apabila terjadi penyimpangan pada indicator yang telah ditetapkan atau diseting baik itu *flow rate* bahan baku/produk, *level control*, maupun *temperature control*, dapat diketahui dari sinyal/tanda yang diberikan yaitu nyala lampu, bunyi alarm dan sebagainya. Bila terjadi penyimpangan, maka penyimpangan tersebut harus dikembalikan pada kondisi atau set semula baik secara manual atau otomatis.

Beberapa alat kontrol yang dijalankan yaitu, kontrol terhadap kondisi operasi baik tekanan maupun temperatur. Alat kontrol yang harus diset pada kondisi tertentu antara lain :

- *Level Control*

Merupakan alat yang dipasang pada bagian atas tangki. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

- *Flow Control*

Merupakan alat yang dipasang pada aliran bahan baku, aliran masuk dan aliran keluar proses.

- *Level Indicator*

Merupakan suatu alat yang berfungsi untuk mengukur ketinggian suatu fluida dalam suatu alat tertentu.

- *Temperature Control*

Merupakan alat yang dipasang di dalam setiap alat proses yang berjalan pada kondisi suhu tertentu. Jika belum sesuai dengan kondisi yang ditetapkan, maka akan timbul tanda/isyarat berupa suara dan nyala lampu.

### **2.4.3 Pengendalian Kualitas Produk**

Setelah perencanaan produksi dijalankan perlu adanya pengawasan dan pengendalian produksi agar proses berjalan dengan baik. Kegiatan proses produksi diharapkan dapat menghasilkan produk yang mutunya sesuai dengan standart dan jumlah produksi yang sesuai dengan rencana serta waktu yang tepat sesuai jadwal. Untuk itu perlu dilakukan pengendalian produksi sebagai berikut :

- 1) Pengendalian Kualitas

Penyimpangan kualitas terjadi karena mutu bahan baku jelek. Kesalahan operasi dan kerusakan alat. Penyimpangan dapat diketahui dari hasil monitor/analisa pada bagian laboratorium pemeriksaan.

- 2) Pengendalian Kuantitas

Penyimpangan kuantitas terjadi karena kesalahan operator, kerusakan mesin, keterlambatan pengadaan bahan baku, perbaikan alat terlalu lama dan lain-lain. Penyimpangan tersebut perlu diidentifikasi

penyebabnya dan diadakan evaluasi. Selanjutnya diadakan perencanaan kembali sesuai dengan kondisi yang ada.

### 3) Pengendalian Waktu

Untuk mencapai kuantitas tertentu perlu adanya waktu tertentu pula.

### 4) Pengendalian Bahan Proses

Bila ingin dicapai kapasitas produksi yang diinginkan, maka bahan untuk proses harus mencukupi. Karenanya diperlukan pengendalian bahan proses agar tidak terjadi kekurangan.



## **BAB III**

### **PERANCANGAN PROSES**

#### **3.1 Uraian Proses**

Untuk mencapai kualitas produk yang diinginkan maka pada perancangan pabrik Asam Asetilsalisilat perlu memilih proses yang tepat agar proses produksi lebih efektif dan efisien.

##### **3.1.1 Tinjauan Proses**

Dalam pembuatan asam asetilsalisilat ini digunakan proses esterifikasi dengan bahan baku Asetat anhidrida dan Asam salisilat yang direaksikan dalam Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) pada kondisi operasi yang optimal dengan suhu 90°C, tekanan 1 atm, dengan waktu reaksi lebih dari 1 jam. (Walas tabel 17.1, hal 550)

Rasio perbandingan massa antara Asam salisilat dan Asetat anhidrat adalah 1:1 dengan tangki berpengaduk dengan waktu tinggal 2 jam untuk membuat larutan. (Takayoshi, 2013)

Reaksi ini menghasilkan Asam asetat sebagai produk samping yang dapat dipisahkan dari *mother liquor* dengan proses distilasi. Kandungan distilat pada proses ini berupa 3,5% Asetat anhidrida dan 96,5% Asam asetat. (Stoesser, 1961)

Peralatan pada proses pembuatan Asam asetilsalisilat antara lain : Reaktor, kristalizer, centrifuge, rotary drier dan menara distilasi.



### 3.1.2 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika dilakukan untuk mengetahui reaksi berjalan secara eksotermis atau endotermis. Hal ini dapat diketahui dengan menghitung enthalpy reaksi dengan rumus :

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

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

Data  $\Delta H_f$  untuk masing-masing senyawa adalah :

$$\Delta H_f \text{ C}_7\text{H}_6\text{O}_3 = -592,1 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_3 = -625,0 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ C}_9\text{H}_8\text{O}_4 = -758,19 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}_2 = -483,88 \text{ kJ/mol} \quad (\text{http://webbook.nist.gov})$$

Maka didapat nilai  $\Delta H$  sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \Delta H_{298} &= (\Delta H_f \text{ C}_9\text{H}_8\text{O}_4 + \Delta H_f \text{ C}_2\text{H}_4\text{O}_2) - (\Delta H_f \text{ C}_7\text{H}_6\text{O}_3 + \Delta H_f \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_3) \\ &= (-758,19 + (-483,88)) - (-592,1 + (-625,0)) \times 1 \text{ kJ/mol} \\ &= -24,97 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Karena nilai  $\Delta H$  adalah negatif, maka reaksi berjalan eksotermis.

Kemudian untuk mengetahui apakah reaksi berjalan searah (*irreversible*) atau bolak-balik (*reversible*) ditentukan dengan mengetahui nilai K dari reaksi dengan perhitungan sebagai berikut :

$$S^\circ \text{ C}_7\text{H}_6\text{O}_3 = 172,4 \text{ J/mol.K}$$

$$S^{\circ} \text{C}_4\text{H}_6\text{O}_3 = 389,95 \text{ J/mol.K}$$

$$S^{\circ} \text{C}_9\text{H}_8\text{O}_4 = 252,82 \text{ J/mol.K}$$

$$S^{\circ} \text{C}_2\text{H}_4\text{O}_2 = 282 \text{ J/mol.K} \quad (\text{http://webbook.nist.gov})$$

$$\begin{aligned} \Delta S_{298} &= \sum(n\Delta S)_{\text{produk}} - \sum(n\Delta S)_{\text{reaktan}} \\ &= (252,82 + 282) - (172,4 + 389,95) \\ &= -27,53 \text{ J/mol.K} \end{aligned}$$

Hasil diatas digunakan untuk menghitung perubahan energi Gibbs dengan persamaan :

$$\begin{aligned} \Delta G_{298} &= \Delta H_{298} - T \Delta S_{298} \\ &= -24,97 \text{ kJ/mol} - 298 \text{ K} \cdot (-27,53 \text{ J/mol.K}) \\ &= -16.766,06 \text{ J/mol} \end{aligned}$$

Kemudian digunakan untuk mencari nilai K (konstanta kesetimbangan) dengan persamaan berikut :

$$\Delta G_{298} = - \ln K R T \quad (\text{J.M. Smith and Van Ness, 1975})$$

Dengan :

$$\Delta G_{298} = \text{Energi Gibbs standar suatu reaksi pada 298 K (kJ/mol)}$$

$$R = \text{Konstanta gas } (8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol.K})$$

$$T = \text{Temperatur (K)}$$

$$K = \text{Konstanta kesetimbangan}$$

Maka,

$$-\ln K = \Delta G_{298}/(R.T)$$

$$K_{298} = 868,8177$$

Dengan suhu reaksi 90°C atau 363 K, diperoleh nilai  $K_{363}$  sebagai berikut

$$\ln \frac{K_{363}}{K_{298}} = \frac{\Delta H_{298}^*}{R} \left( \frac{1}{363} - \frac{1}{298} \right)$$

$$K_{363} = 867,251$$

Karena nilai K besar, maka reaksi berjalan searah atau *irreversible*.

### 3.1.3 Proses Pembuatan

Secara garis besar proses pembuatan asam asetilsalisilat terdiri dari 5 tahap yaitu :

- a. Tahap Persiapan Bahan Baku
- b. Tahap Esterifikasi
- c. Tahap Pengkristalan
- d. Tahap Pengeringan
- e. Tahap Pengepakan

#### a. **Penyiapan Bahan Baku**

Bahan baku pembuatan Asam asetilsalisilat ( $C_9H_8O_4$ ) adalah Asam salisilat ( $C_7H_6O_3$ ) dan Asetat anhidrida ( $C_4H_6O_2$ ). Dalam hal ini kadar  $C_7H_6O_3$  100% dan  $C_4H_6O_2$  98%.

Bahan baku asam salisilat ( $C_7H_6O_3$ ) diangkut dari Silo (S-01) secara vertical diangkut dengan *Belt Conveyor* (BC-01) ke *Reactor* (R-01). Bahan baku asetat anhidrida ( $C_4H_6O_2$ ) yang disimpan dalam *tangki* (T-01) dialirkan dengan *pompa Sentrifugal* (P-02) dan dipanaskan dengan *Heater* (HE-01) hingga 90°C sebelum menuju *Reactor* (R-01).

**b. Tahap Esterifikasi**

Jenis reaktor yang digunakan pada tahap esterifikasi adalah reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Reaksi berjalan secara *eksotermis* oleh karena itu perlu ditambah isolator untuk menjaga suhu di reaktor. Reaksi berlangsung dalam fase cair. Temperatur reaksi dijaga pada suhu 90°C, tekanan 1 atm. Dengan waktu reaksi pembuatan asam asetilsalisilat adalah dua jam.

Produk dari reactor (R-01) bersuhu 90°C dan bertekanan 1 atm kemudian dipompa dengan pompa (P-03) ke *Criztalizer* (CR-01).

**c. Tahap Pengkristalan**

Larutan dikristalkan dalam *crystallizer* (CR-01) dengan pendinginan sampai temperature 40°C karena pada suhu lingkungan diharapkan asam asetisalisilat dalam larutan (*solvent*) dapat jenuh dan mengkristal. *Slurry* dari kristaliser kemudian masuk ke dalam *centrifuge* (CF-01) untuk dipisahkan dengan cairannya yang masih terkandung dalam padatan.

Jenis *criztalizer* yang digunakan adalah tipe *Swenson-Walker Criztalizer*. Di dalam salurannya dilengkapi dengan pengaduk yang horizontal sepanjang saluran. Pengaduk tersebut berupa suatu as yang dilengkapi dengan pengaduk bentuk *helic*, yang mana disamping fungsinya sebagai pengaduk (untuk membuat homogen) juga untuk mengalirkan bahan sesuai dengan arus aliran heliknya. Larutan masuk pada ujung yang satu dengan temperatur yang tinggi dan keluar pada ujung yang lain dengan temperatur yang relatif rendah. Air

pendingin dapat dialirkan da dalam jaket secara *cocurrent* ataupun *conter current*

Produk keluar dari *cristalizer* berupa campuran kristal dan mother liquor dan dialirkan menuju centrifuge secara gravitasi. Penggunaan centrifuge tergantung dari rate produksi dan jumlah reaktor yang digunakan. Secara gravitasi pula slurry masuk kedalam centrifuge yang sedang berputar. Slurry masuk melalui pipa stasioner yang merupakan corong pengumpan. Dalam centrifuge kristal dipisahkan dari mother liquornya. Dengan adanya putaran basket yang cepat slurry akan terlempar ke dinding basket karena gaya sentrifugal.

Cairan akan mengalir keluar dinding basket yang dilapisi filter untuk menahan kristal. Dalam centrifuge terdapat screen 30 US mesh untuk memisahkan kristal dari larutannya.

Lapisan cake asam asetilsalisilat kristal ini didorong keluar dengan cake pusher yang bergerak maju mundur secara periodik. Setiap gerakan pusher itu menggeser kristal kearah bibir basket, kemudian akan jatuh kedalam casing dan masuk kedalam corong pengumpul. Kristal basah yang telah terpisah diangkut dengan belt conveyer.

Filtrat yang berupa mother liquor selama basket berputar dikeluarkan melalui saluran tersendiri dan mother liquor tersebut dipanaskan dengan *Heater* (HE-02) hingga  $123^{\circ}\text{C}$  untuk menjadi cair jenuh dan diumpankan ke menara distilasi (MD-01). Menara distilasi beroperasi pada suhu  $123^{\circ}\text{C}$  dan tekanan 1 atm. Produk atas menara distilasi berupa asam asetat 96,5% dan

3,5% asetat anhidrida yang kemudian dipompa dengan pompa (P-06) untuk disimpan di tangki (T-02). Produk bawah menara distilasi didinginkan dengan *Cooler* (Co-01) hingga 90°C yang kemudian dikembalikan ke reaktor dengan menggunakan pompa, sebagai *recycle*.

#### **d. Tahap Pengeringan**

Kristal asam asetilsalisilat yang telah terpisah dari filtratnya, dengan menggunakan *belt conveyor* (BC-02), kemudian dikeringkan dengan *rotary dryer* (RD-01). Pengeringan dilakukan oleh udara yang telah dikeringkan dengan *air heater* dengan menggunakan *steam* sebagai media pemanas. Pengeringan pada *rotary dryer* dimaksudkan untuk mendapatkan kristal asam asetilsalisilat dengan kemurnian 99,5% berat.

Kristal asam asetilsalisilat yang telah dikeringkan, kemudian dengan menggunakan *bucket elevator* (BE-02) dibawa ke penampung produk sementara (S-02). Penampungan produk berupa *silinder* tegak terbuka dengan tutup bawah berupa *conis*. Selanjutnya produk akhir siap untuk di *packing* yang selanjutnya dibuat *tablet* pada industri farmasi.

#### **e. Tahap Pengepakan**

Keluar dari *rotary dryer*, kristal dilewatkan *belt conveyor* (BC-04) menuju *bucket elevator*, dan akhirnya ditampung dalam sebuah Silo. Dari Silo ini selanjutnya kristal akan masuk ke unit pengepakan dan ditampung di gudang sebelum dipasarkan.

### 3.2 Spesifikasi Alat Proses

Spesifikasi peralatan pada pabrik Asam Asetilsalisilat dari bahan baku

Asetat anhidrida dan Asam salisilat kapasitas 6.000 ton/tahun meliputi :

#### 3.2.1 Tangki (T-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku Asetat Anhidrida sebanyak 448,38 kg/jam untuk kebutuhan tujuh hari operasi pabrik.

Jenis Alat : Tangki *Horizontal pressure tank* dengan *Torispherical Dished Head*

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas = 229,3404 m<sup>3</sup>

Bahan = Stainless steel SA 283 Grade C

Diameter = 9,144 m

Tinggi = 3,657 m

Tebal shell = 0,0048 m (3/16 in)

Tebal head = 0,0174 m (11/16 in)

Jumlah = 1

Harga = Rp 31.567.414,00

### 3.2.2 Tangki (T-02)

Tugas : Menyimpan produk samping Asam Asetat sebanyak 237,883 kg/jam untuk kebutuhan tujuh hari operasi pabrik.

Jenis Alat : Tangki *Horizontal pressure tank* dengan *Torispherical Dished Head*

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas	= 115,8189 m <sup>3</sup>
Bahan	= Stainless steel SA 283 Grade C
Diameter	= 4,572 m
Tinggi	= 7,315 m
Tebal shell	= 0,0048 m (3/16 in)
Tebal head	= 0,016 m (5/8 in)

Jumlah = 1

Harga = Rp 31.567.414,00

### 3.2.3 Silo (S-01)

Tugas : Menyimpan bahan baku Asam Salisilat sebanyak 587,259 kg/jam untuk produksi selama tujuh hari.

Jenis Alat : Tangki *Cylindrical vessel* dengan dasar *conical*

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 30 °C



Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas = 36,2036 m<sup>3</sup>

Bahan = Carbon steel SA 333 Grade C

Diameter = 2,7714 m

Tinggi = 5,5428 m

Tebal shell = 0,05 m

Tebal head = 0,05 m

Jumlah = 1

Harga = Rp 27.449.925,00

### 3.2.4 Silo (S-02)

Tugas : Menyimpan produk Asetilsalisilat (Aspirin) sebanyak 759,1734 kg/jam untuk produksi selama tujuh hari.

Jenis Alat : Tangki *Cylindrical vessel* dengan dasar *conical*

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas = 156,0313 m<sup>3</sup>

Bahan = Carbon steel SA 333 Grade C

Diameter = 4,8059 m

Tinggi = 9,6118 m

Tebal shell	= 0,05 m
Tebal head	= 0,05 m
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 27.449.925,00

### 3.2.5 Reaktor (R-01)

Tugas : Mereaksikan Asam Salisilat sebanyak 587,289 kg/jam dengan Asetat Anhidrida sebanyak 448,381 kg/jam menjadi Asetilsalisilat (Aspirin)

Jenis Alat : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB).

Kondisi Operasi : Isotermis

Suhu (T) = 90 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Bahan = Stainless steel SA 167 tipe 316

Dimensi :

Diameter = 2,5283 m

Tinggi = 2,5283 m

Tebal Shell = 0,006 m (1/4 in)

Tebal Head = 0,008 m (5/16 in)

Tinggi head = 0,487 m

Jenis pengaduk = Marine propeler dengan 3 blade 4 baffle

Kecepatan pengaduk = 2,333 rps

Diameter Impeller = 0,8427 m

Lebar Impeller	= 0,1685 m
Power motor	= 2 Hp
Tebal isolator	= 0,05 m
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 79.604.783,00

### 3.2.6 Crisralizer (CR)

Tugas	: Mengkristalkan $C_9H_8O_4$ hasil dari reaktor menjadi kristal sebanyak 2944.857
Jenis Alat	: <i>Walker-Swenson Continouous Crisralizer</i>
Kondisi Operasi :	
Suhu (T)	= 40 °C
Tekanan (P)	= 1 atm
Spesifikasi :	
Waktu tinggal	= 1.37 jam
Panjang	= 4.572 m
Diameter	= 0.821 m
Bahan	= Stainless Steel tipe 283 Grade C
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 67.252.316,00

### 3.2.7 Centrifuge (CF)

Tugas : Memisahkan padatan hasil pengkristalan di cristalizer dari cairan yang masih terikat sebanyak 1245,9488 kg/jam

Jenis Alat : *Helical conveyer centrifuge (solid bowl)*

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 40 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas padatan = 794,5933 kg/jam

Bahan = Stainless steel tipe 283 Grade C

Diameter bowl = 0,356 m

Kecepatan bowl = 4000 rpm

Panjang bowl = 1,067 m

Power motor = 20 Hp

Kapasitas conveyor = 744 kg/jam

Jumlah = 1

Harga = Rp 68.624.813,00

### 3.2.8 Rotary Drier (RD)

Tugas : Mengeringkan C<sub>9</sub>H<sub>8</sub>O<sub>4</sub> kristal sampai dengan kadar cairan 0.25% dengan udara yang dipanaskan steam

Jenis Alat : *Counter current direct head*

## Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 75 °C

Tekanan (P) = 1 atm

## Spesifikasi :

Diameter drier = 1 m

Fluks masa udara = 1 kg/m<sup>2</sup>.dtk

Panjang drier = 4,42 m

Vulome drier = 3,4717 m<sup>3</sup>

Jumlah flight = 6 buah

Tinggi flight = 0,1 m

Jarak flight = 0,523 m

Kecepatan putar = 30 rpm

Waktu tinggal = 1,464 jam

Power motor = 7,5 Hp

Bahan = Stainles steel tipe 283 Grade C

Tebal shell = 0,05 m

Jumlah = 1

Harga = Rp 82.349.775,00

**3.2.9 Menara Distilasi**

Tugas : Memisahkan sebagian besar Asam asetat (distilat) dari filtrat centrifuge untuk disimpan di tangki (T-02)

Jenis Alat : *Cylindrical vessel with torispherical dished head*

Kondisi Operasi :

Suhu (T) :

Umpan = 123 °C

Distilat = 118,93 °C

Bottom = 223 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi plate :

Jumlah plate = 13 buah

Diameter plate = 0,8 m

Ukuran Lubang = 0,005 m

Jumlah lubang = 86 buah

Jarak plate = 0,3 m

Tebal plate = 0,005 m

Bahan plate = low-alloy steel SB-178 Grade 996A

Spesifikasi Menara :

Tinggi Menara = 4,9318 m

Diameter Menara = 0,8034 m

Tebal shell = 0,0048 m

Tebal head = 0,0048 m

Pipa umpan = 0,0127 m (0,5 in IPS)

Pipa hasil atas = 0,0635 m (2,5 in IPS)

Pipa refluks distilat = 0,0127 m (0,5 in IPS)

Pipa pengeluaran bottom	= 0,0127 m (0,5 in IPS)
Pipa refluks bottom	= 0,0635 m (2,5 in IPS)
Volume menara	= 0,6066 m <sup>3</sup>
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 274.499.252,00

### 3.2.10 Condenser (CD-01)

Tugas	: Mendinginkan hasil atas MD sebelum disimpan
Jenis Alat	: <i>Double pipe condenser</i>
Medium pendingin	= Air pada suhu 30 °C
Fluida di annulus	= Air
Fluida di inner pipe	= Distilat MD
Beban panas	= 78.078,6355 kJ/jam
Luas perpindahan panas	= 0,3158 m <sup>2</sup>
Bahan	= Stainless steel tipe 283 Grade C

#### Annulus side

Diameter (IPS)	= 0,05 m
Schedule No	= 40
Diameter dalam (ID)	= 0,0525 m
Diameter luar (OD)	= 0,0605 m

#### Inner side

Diameter (IPS)	= 0,0318 m
----------------	------------

Schedule No	= 40
Diameter dalam (ID)	= 0,0351 m
Diameter luar (OD)	= 0,0422 m
Jumlah	= 1

### 3.2.11 Reboiler (RB-01)

Tugas : Menanaskan hasil bawah MD sebelum diumpam balik ke bottom

Jenis Alat : *Kettle reboiler*

Medium pemanas = Steam pada suhu 300 °C

Fluida di annulus = Steam

Fluida di inner pipe = Hasil bawah MD

Beban panas = 75.810,3150 kJ/jam

Luas perpindahan panas = 0,3285 m<sup>2</sup>

Bahan = Stainless steel tipe 283 Grade C

#### Annulus side

Diameter (IPS) = 0,05 m

Schedule No = 40

Diameter dalam (ID) = 0,0525 m

Diameter luar (OD) = 0,0605 m

#### Inner side

Diameter (IPS) = 0,0318 m

Schedule No = 40



Diameter dalam (ID) = 0,0351 m

Diameter luar (OD) = 0,0422 m

Jumlah = 1

### 3.2.12 Heater (H-01)

Tugas : Memanaskan umpan Asetat anhidrida sebelum dimasukkan ke dalam Reaktor.

Jenis Alat : *Double pipe heat exchanger*

Medium pemanas = Steam pada suhu 300 °C

Fluida di annulus = Steam

Fluida di inner pipe = Asetat anhidrida

Beban panas = 1.386.077,408 kJ/jam

Luas perpindahan panas = 2,84 m<sup>2</sup>

Bahan = Stainless steel tipe 283 Grade C

Annulus side

Diameter (IPS) = 0,05 m

Schedule No = 40

Diameter dalam (ID) = 0,0525 m

Diameter luar (OD) = 0,0605 m

Inner side

Diameter (IPS) = 0,0318 m

Schedule No = 40

Diameter dalam (ID)	= 0,0351 m
Diameter luar (OD)	= 0,0422 m
Jumlah hairpin	= 2
Harga	= Rp 27.449.925,00

### 3.2.13 Heater (H-02)

Tugas	: Memanaskan Filtrat dari centrifuge sebelum dimasukan kedalam Menara distilasi.
Jenis Alat	: <i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Medium pemanas	= Steam pada suhu 300 °C
Fluida di annulus	= Steam
Fluida di inner pipe	= Filtrat centrifuge
Beban panas	= 1.227.120,862 kJ/jam
Luas perpindahan panas	= 2,781 m <sup>2</sup>
Bahan	= Stainless steel SA-213 tipe 304

#### Annulus side

Diameter (IPS)	= 0,05 m
Schedule No	= 40
Diameter dalam (ID)	= 0,0525 m
Diameter luar (OD)	= 0,0605 m

#### Inner side

Diameter (IPS)	= 0,0318 m
----------------	------------

Schedule No	= 40
Diameter dalam (ID)	= 0,0351 m
Diameter luar (OD)	= 0,0422 m
Jumlah hairpin	= 2
Harga	= Rp 27.449.925,00

### 3.2.14 Heater (H-03)

Tugas	: Memanaskan udara segar sebelum digunakan untuk pengering dirotary drier
Jenis Alat	: Shell and tube 1-1, floating roof, horisontal
Medium pemanas	= Steam pada suhu 300 °C
Fluida di shell	= Udara segar
Fluida di tube	= Steam
Beban panas	= 90.163.227 kJ/jam
Luas perpindahan panas	= 2,049 m <sup>2</sup>
Bahan	= Stainless steel SA-213 Tipe 304

#### Shell side

Diameter dalam (ID)	= 0,254 m
Jumlah baffle	= 10
Jarak antar baffle	= 0,254 m

#### Tube side

OD = 0,0635 m, 9 BWG, L = 2,438 m

$N_t = 396$ , Triangular Pitch, 2 pass

Jumlah = 1  
 Harga = Rp 27.449.925,00

### 3.2.15 Cooler (Co-01)

Tugas : Mendinginkan larutan yang keluar dari bawah Menara Distilasi untuk di recycle ke reaktor

Jenis Alat : *Double pipe heat exchanger*

Medium pendingin = Air pada suhu 30 °C

Fluida di annulus = Air

Fluida di inner pipe = Hasil bawah MD

Beban panas = 326.335,3518 kJ/jam

Luas perpindahan panas = 2,654 m<sup>2</sup>

Bahan = Stainless steel SA-213 Tipe 304

#### Annulus side

Diameter (IPS) = 0,05 m

Schedule No = 40

Diameter dalam (ID) = 0,0525 m

Diameter luar (OD) = 0,0605 m

#### Inner side

Diameter (IPS) = 0,0318 m

Schedule No = 40

Diameter dalam (ID)	= 0,0351 m
Diameter luar (OD)	= 0,0422 m
Jumlah hairpin	= 2
Harga	= Rp 27.449.925,00

### 3.2.16 Cooler (Co-02)

Tugas	: Mendinginkan larutan yang keluar dari atas Menara Distilasi untuk disimpan di tangki T-02
Jenis Alat	: <i>Double pipe heat exchanger</i>
Medium pendingin	= Air pada suhu 30 °C
Fluida di annulus	= Air
Fluida di inner pipe	= Hasil atas MD
Beban panas	= 112.062,2118 kJ/jam
Luas perpindahan panas	= 2,785 m <sup>2</sup>
Bahan	= Stainless steel SA-213 Tipe 304

#### Annulus side

Diameter (IPS)	= 0,05 m
Schedule No	= 40
Diameter dalam (ID)	= 0,0525 m
Diameter luar (OD)	= 0,0605 m

#### Inner side

Diameter (IPS)	= 0,0318 m
----------------	------------

Schedule No	= 40
Diameter dalam (ID)	= 0,0351 m
Diameter luar (OD)	= 0,0422 m
Jumlah hairpin	= 2
Harga	= Rp 27.449.925,00

### 3.2.17 Blower (BL)

Tugas	: Mengalirkan udara segar sebanyak 1894,87 kg/jam.
Jenis Alat	: Centrifugal blower
Bahan	= Carbon steel Tipe 333 Grade C
Rasio tekanan	= 1.4
Head	= 7904 Nm
Putaran	= 9800 rpm
Daya motor	= 125 Hp
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 21.959.940,00

### 3.2.18 Pompa (P-01)

Tugas	: Memompa Umpan Segar Asetat Anhidrida dari Tank Truck ke Tangki T-01 pada setiap periode Loading Storage.
Jenis Alat	: Single stage centrifugal pump, mixed flow
Spesifikasi :	

Kapasitas	= 41.948 m <sup>3</sup> /jam
Bahan	= Stainless Steel SA-213 tipe 304
Head	= 11.302 m
Putaran aktual	= 3500 rpm
Putaran spesifik	= 4143.475 rpm
Power motor	= 10 Hp, 220 - 240 V, 3 fase
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 21.959.940,00

### 3.2.19 Pompa (P-02)

Tugas : Memompa Umpan Segar Asetat Anhidrida dari tangki (T-01) ke Reaktor.

Jenis Alat : Multi stage centrifugal pump, Mixed flow

Spesifikasi :

Kapasitas	= 0.737 m <sup>3</sup> /jam
Bahan	= Stainless Steel SA-213 tipe 304
Head	= 4.1998 m
Putaran aktual	= 3500 rpm
Putaran spesifik	= 10061.71 rpm
Power motor	= 1 Hp, 220 - 240 V, 3 fase
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 21.959.940,00

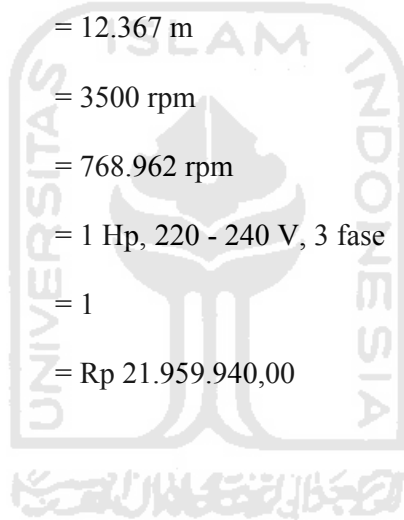
### 3.2.20 Pompa (P-03)

Tugas : Memompa umpan campuran dari Reaktor ke Cristalizer.

Jenis Alat : Multi stage centrifugal pump, Radial flow

Spesifikasi :

Kapasitas	= 5.846 m <sup>3</sup> /jam
Bahan	= Stainless Steel SA-213 tipe 304
Head	= 12.367 m
Putaran aktual	= 3500 rpm
Putaran spesifik	= 768.962 rpm
Power motor	= 1 Hp, 220 - 240 V, 3 fase
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 21.959.940,00



### 3.2.21 Pompa (P-04)

Tugas : Memompa filtrat dari Centrifuge ke Menara Distilasi (MD-01)

Jenis Alat : Single stage centrifugal pump, radia flow

Spesifikasi :

Kapasitas	= 0.571 m <sup>3</sup> /jam
Bahan	= Stainless Steel SA-213 tipe 304
Head	= 1.743 m
Putaran aktual	= 3500 rpm
Putaran spesifik	= 746.412 rpm



Power motor	= 1 Hp, 220 - 240 V, 3 fase
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 21.959.940,00

### 3.2.22 Pompa (P-05)

Tugas : Memompa larutan dari accumulator ke Menara Distilasi (MD-01)

Jenis Alat : Single stage centrifugal pump, radia flow

Spesifikasi :

Kapasitas	= 0.571 m <sup>3</sup> /jam
Bahan	= Stainless Steel SA-213 tipe 304
Head	= 1.743 m
Putaran aktual	= 3500 rpm
Putaran spesifik	= 746.412 rpm
Power motor	= 1 Hp, 220 - 240 V, 3 fase
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 21.959.940,00

### 3.2.23 Pompa (P-06)

Tugas : Memompa filtrat dari Centrifuge ke Menara Distilasi (MD-01)

Jenis Alat : Single stage centrifugal pump, radia flow

Spesifikasi :

Kapasitas	= 0.571 m <sup>3</sup> /jam
Bahan	= Stainless Steel SA-213 tipe 304

Head	= 1.743 m
Putaran aktual	= 3500 rpm
Putaran spesifik	= 746.412 rpm
Power motor	= 1 Hp, 220 - 240 V, 3 fase
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 21.959.940,00

### 3.2.22 Pompa (P-07)

Tugas	: Memompa hasil bawah dari MD-01 ke R-01
Jenis Alat	: Single stage centrifugal pump, radia flow
Spesifikasi :	
Kapasitas	= 5.476 m <sup>3</sup> /jam
Bahan	= Stainless Steel SA-213 tipe 304
Head	= 1.743 m
Putaran aktual	= 3500 rpm
Putaran spesifik	= 746.412 rpm
Power motor	= 2 Hp, 220 - 240 V, 3 fase
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 21.959.940,00

### 3.2.23 Belt Conveyor (BC-01)

Tugas	: Mengangkut Asam Salisilat dari Silo (S-01) ke Mixer sebanyak 587,26 kg/jam
-------	---

Jenis Alat : Closed belt conveyor

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas = 874,052 kg/jam

Bahan = Stainless steel SA-283 Grade C

Lebar belt = 0,356 m

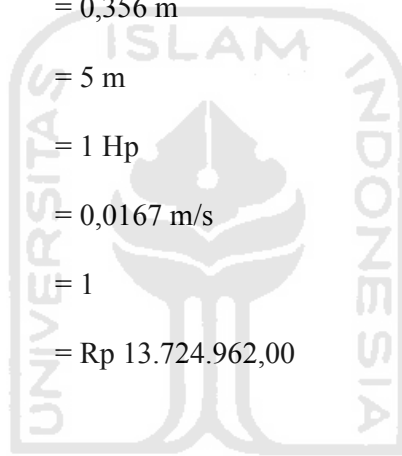
Panjang belt = 5 m

Power motor = 1 Hp

Kecepatan belt = 0,0167 m/s

Jumlah = 1

Harga = Rp 13.724.962,00



### 3.2.24 Belt Conveyor (BC-02)

Tugas : Mengangkut cake basah dari centrifuge ke rotary drier sebanyak 797,14 kg/jam

Jenis Alat : Closed belt conveyor

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 40 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas = 821,743 kg/jam

Bahan	= Stainless steel tipe 283 Grade C
Lebar belt	= 0,356 m
Panjang belt	= 5 m
Power motor	= 1 Hp
Kecepatan belt	= 0,0167 m/s
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 13.724.962,00

### 3.2.25 Belt Conveyor (BC-03)

Tugas	: Mengangkut $C_9H_8O_4$ kristal dari rotary drier ke bucket elevator sebanyak 759,18 kg/jam
Jenis Alat	: Closed belt conveyor
Kondisi Operasi :	
Suhu (T)	= 65 °C
Tekanan (P)	= 1 atm

#### Spesifikasi :

Kapasitas	= 854.78 kg/jam
Bahan	= Stainless steel SA-283 Grade C
Lebar belt	= 0,356 m
Panjang belt	= 15 m
Power motor	= 1.5 Hp
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 13.724.962,00

### 3.2.26 Belt Conveyor (BC-04)

Tugas : Mengangkut  $C_9H_8O_4$  kristal dari Screener ke bucket elevator sebanyak 759,18 kg/jam

Jenis Alat : Close belt conveyor

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 35 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas = 846.78 kg/jam

Bahan = Stainless steel SA-283 Grade C

Lebar belt = 0,356

Panjang belt = 15 m

Power motor = 1.5 Hp

Kecepatan belt = 0,0167 m/s

Jumlah = 1

Harga = Rp 13.724.962,00

### 3.2.27 Bucket elevator (BE-01)

Tugas : Mengangkut Asam Salisilat dari tank ke silo (S-01)

Jenis Alat : Centrifugal closed discharge buckets

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas	= 1418.825 kg/jam
Bahan	= Stainless steel SA-283 Grade C
Jarak bucket	= 0,305 m
Tinggi elevator	= 7,62 m
Power motor	= 1.5 Hp

Kecepatan = 43 rpm

Jumlah = 1

Harga = Rp 34.312.406,00

### 3.2.28 Bucket elevator (BE-02)

Tugas : Mengangkut Asetilsalisilat dari belt conveyor (BC-03) ke hopper sebanyak 759,18 kg/jam

Jenis Alat : Centrifugal closed discharge buckets

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas	= 826,678 kg/jam
Bahan	= Stainless steel SA-283 Grade C
Jarak bucket	= 0,305 m
Tinggi elevator	= 7,62 m
Power motor	= 1.5 Hp

Kecepatan	= 43 rpm
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 34.312.406,00

### 3.2.29 Bucket elevator (BE-03)

Tugas : Mengangkut Asetilsalisilat dari belt conveyer (BC-04) menuju ke Silo (S-02) sebanyak 759,18 kg/jam

Jenis Alat : Centrifugal discharge buckets

Kondisi Operasi :

Suhu (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Kapasitas = 1360.678 kg/jam

Bahan = Stainless steel SA-283 Grade C

Jarak bucket = 0,305 m

Tinggi elevator = 7,62 m

Power motor = 1.5 Hp

Kecepatan = 43 rpm

Jumlah = 1

Harga = Rp 34.312.406,00

### 3.2.30 Ball Mill (BM-01)

Tugas : Mereduksi ukuran aspirin agar sesuai dengan kriteria

Jenis Alat : Ball Mill

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 30°C

Tekanan (P) = 1 atm

Spesifikasi :

Dimensi = 0,9 x 0,6 m (3 x 2 ft)

Bahan = Stainless Steel SA-283 Grade C

Berat Ball = 0,85 tons

Kecepatan Mill = 35 rpm

Sieve = No. 200

Power = 5 HP

Harga = Rp 61.762.331,00

### 3.2.31 Hopper (HP-01)

Tugas : Sebagai penampung sementara Asam salisilat sebelum dimasukkan ke dalam reaktor.

Jenis Alat : Hopper standar berbentuk prisma trapesium

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 30°C

Tekanan (P) = 1 atm

Dimensi :

Panjang inlet = 1 m

Lebar inlet = 1 m



Panjang outlet	= 0,3 m
Lebar outlet	= 0,3 m
Tinggi	= 1 m
Tebal dinding	= 0,03 m

Spesifikasi :

Bahan = Carbon steel SA-333 Grade C

Volume = 0,463 m<sup>3</sup>

Sudut samping = 19°

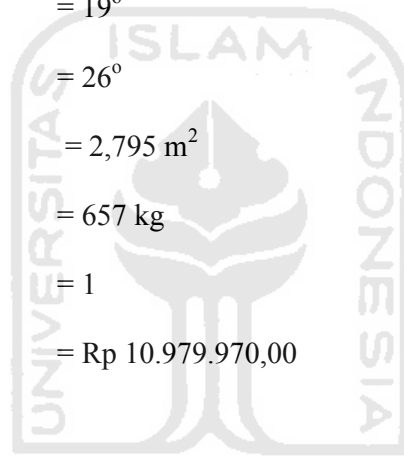
Sudut lembah = 26°

Luas permukaan = 2,795 m<sup>2</sup>

Berat Hopper = 657 kg

Jumlah = 1

Harga = Rp 10.979.970,00



### 3.2.32 Hopper (HP-02)

Tugas : Sebagai penampung sementara Asam asetilsalisilat (Aspirin) sebelum dimasukkan ke dalam Ball Mill.

Jenis Alat : Hopper standar berbentuk prisma trapesium

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 30°C

Tekanan (P) = 1 atm

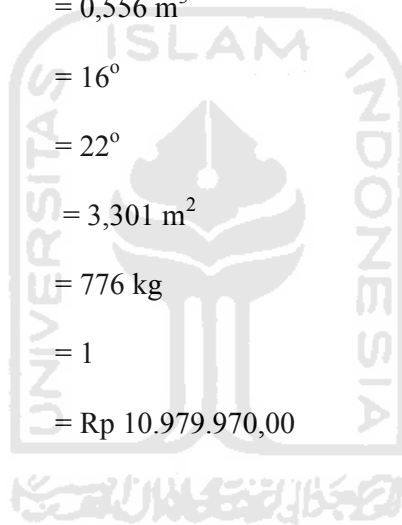
Dimensi :

Panjang inlet = 1 m

Lebar inlet	= 1 m
Panjang outlet	= 0,3 m
Lebar outlet	= 0,3 m
Tinggi	= 1,2 m
Tebal dinding	= 0,03 m

Spesifikasi :

Bahan	= Carbon steel SA-333 Grade C
Volume	= 0,556 m <sup>3</sup>
Sudut samping	= 16°
Sudut lembah	= 22°
Luas permukaan	= 3,301 m <sup>2</sup>
Berat Hopper	= 776 kg
Jumlah	= 1
Harga	= Rp 10.979.970,00



### 3.2.33 Screen (SCR-01)

Tugas : Memisahkan padatan  $C_8H_9O_4$  berukuran 0,05 mm dari ukuran yang lebih besar.

Jenis Alat : Vibratory Screens

Kondisi operasi :

Suhu (T) = 30°C

Tekanan (P) = 1 atm

Dimensi :

Bukaan sieve =  $7,4 \times 10^5$  m

Diameter kawat =  $5,3 \times 10^5$  m

Spesifikasi :

Bahan = Carbon steel SA-333 Grade C

Kapasitas = 10 ton/m<sup>2</sup> area.mm Ap.hari

Power Motor = 1,5 HP

Jumlah = 1

Harga = Rp 54.899.850,00



## **BAB IV**

### **PERANCANGAN PABRIK**

#### **4.1 Pendahuluan**

Salah satu syarat penting untuk memperkirakan biaya secara akurat sebelum mendirikan pabrik dalam suatu perancangan pabrik diantaranya tata letak peralatan dan fasilitas yang meliputi desain sarana perpipaan, fasilitas bangunan, jenis dan jumlah peralatan dan kelistrikan. Hal ini secara khusus akan memberikan informasi yang dapat diandalkan terhadap biaya bangunan dan tempat sehingga dapat diperoleh perhitungan biaya yang terperinci sebelum pendirian pabrik.

#### **4.2 Penentuan Lokasi Pabrik**

Pemilihan lokasi suatu perusahaan sangat penting dalam perancangan pabrik karena hal ini berhubungan langsung dari nilai ekonomis pabrik yang akan dibangun. Pabrik Aspirin ini direncanakan akan dibangun di Gresik, Jawa Timur.

Lokasi yang dipilih untuk pendirian pabrik aspirin adalah Jln. Jenderal Akhmad Yani, Gresik, Jawa Timur dimana 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.

Gresik dinilai ideal dengan pertimbangan, antara lain:

1. Tersedianya lahan yang kurang produktif.
2. Tersedianya sumber air dari aliran Sungai Brantas dan Sungai Bengawan Solo.
3. Dekat dengan pelabuhan sehingga memudahkan untuk mengangkut peralatan pabrik selama masa konstruksi, pengadaan bahan baku, maupun pendistribusian hasil produksi melalui angkutan laut.
4. Dekat dengan Surabaya yang memiliki kelengkapan yang memadai, antara lain, tersedianya tenaga-tenaga terampil.

Selain itu prospek pengembangan industri masih bisa tumbuh seperti pendirian pabrik asam salisilat yang belum diproduksi di Indonesia dari phenol dan gas alam, serta pendirian pabrik metal salisilat dari asam salisilat dan methanol yang digunakan untuk farmasi sehingga perkembangan industri farmasi dapat lebih berkembang.

Terdapat pula beberapa faktor yang harus diperhatikan untuk menentukan lokasi pabrik yang dirancang secara teknis dan ekonomis menguntungkan. Adapun faktor-faktor yang harus dipertimbangkan adalah :

1. Faktor Primer
2. Faktor Sekunder

#### **4.2.1 Faktor Primer**

##### **a. Penyediaan Bahan Baku**

Ketersediaan bahan baku merupakan salah satu variabel yang penting dalam pemilihan lokasi suatu pabrik. Pabrik harus didirikan pada suatu daerah dimana bahan baku mudah diperoleh atau tersedianya sarana transportasi yang memadai. Bahan baku Asam salisilat dan Asetat anhidrida diimpor dari Cina. Lokasi kawasan industri berjarak tidak jauh dari pelabuhan sehingga memudahkan proses import dan ekspor.

##### **b. Pemasaran Produk**

Indonesia adalah negara industri yang sedang dan terus berkembang dengan pesat. Hal ini menjadikan Indonesia sebagai pasar yang baik bagi Aspirin. Untuk pemasaran hasil produksi dapat dilakukan melalui jalan darat maupun jalan laut. Aspirin yang dihasilkan dapat dipasarkan untuk industri-industri kosmetik, dan farmasi. Disamping itu, dekatnya lokasi pabrik dengan pelabuhan laut Gresik dan Surabaya akan mempermudah pemasaran produk.

##### **c. Utilitas**

Perlu diperhatikan sarana-sarana pendukung seperti tersedianya air, listrik, dan sarana lainnya sehingga proses produksi dapat berjalan dengan baik. Sebagai suatu kawasan industri berskala besar (PT. Petrokimia Gresik, Gresik telah mempunyai sarana-sarana pendukung yang memadai.

**d. Sarana Transportasi**

Sarana transportasi untuk keperluan pengangkutan bahan baku dan pemasaran produk dapat ditempuh melalui jalur darat maupun laut. Pelabuhan dapat dijadikan tempat berlabuh untuk kapal yang mengangkut bahan baku maupun produk. Dengan tersedianya sarana baik darat maupun laut maka diharapkan kelancaran kegiatan proses produksi, serta kelancaran pemasaran baik pemasaran domestik maupun internasional.

**e. Tenaga Kerja**

Tenaga kerja tersebut dapat diperoleh dari daerah sekitar lokasi pabrik dan luar daerah. Tenaga kerja juga merupakan hal yang cukup penting untuk menunjang kelancaran proses produksi. Ketersediaan tenaga kerja yang terampil dan terdidik akan memperlancar jalannya proses produksi. Untuk tenaga kerja yang berkualitas dan berpotensi dipenuhi dari alumni Universitas seluruh Indonesia maupun tenaga asing, sedangkan untuk tenaga operator ke bawah dapat dipenuhi dari daerah sekitar.

**4.2.2 Faktor Sekunder**

**a. Perluasan areal pabrik**

Gresik memiliki kemungkinan untuk perluasan pabrik karena belum terlalu banyak pabrik berdiri disana sebagai kawasan industri. Hal ini perlu diperhatikan karena dengan semakin meningkatnya permintaan produk akan menuntut adanya perluasan pabrik.

### **Keadaan Iklim**

Lokasi yang dipilih merupakan lokasi yang cukup stabil karena memiliki iklim rata-rata yang cukup baik. Seperti daerah lain di Indonesia yang beriklim tropis dengan temperatur udara berkisar 20 – 35°C. Bencana alam seperti gempa bumi, tanah longsor maupun banjir besar jarang terjadi sehingga operasi pabrik dapat berjalan lancar.

### **b. Kebijakan pemerintah**

Pendirian pabrik perlu memperhatikan beberapa faktor kepentingan yang terkait didalamnya, kebijaksanaan pengembangan industri, dan hubungannya dengan pemerataan kesempatan kerja, kesejahteraan, dan hasil-hasil pembangunan. Disamping itu, pabrik yang didirikan juga harus berwawasan lingkungan, artinya keberadaan pabrik tersebut tidak boleh mengganggu atau merusak lingkungan sekitarnya.

### **c. Kemasyarakatan**

Dengan masyarakat yang akomodatif terhadap perkembangan industri dan tersedianya fasilitas umum untuk hidup bermasyarakat, maka lokasi Gresik dirasa tepat.

Dari pertimbangan faktor-faktor diatas, maka kemudian dipilih daerah Gresik, Propinsi Jawa Timur sebagai lokasi pendirian pabrik Aspirin.



### 4.3 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen-komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan dan gerakan material dari bahan baku menjadi produk.

Desain yang rasional harus memasukkan unsur lahan proses, *storage* (persediaan) dan lahan alternatif (areal *handling*) dalam posisi yang efisien dan dengan mempertimbangkan faktor-faktor sebagai berikut (Timmerhaus,2004):

1. Urutan proses produksi.
2. Pengembangan lokasi baru atau penambahan / perluasan lokasi yang belum dikembangkan pada masa yang akan datang.
3. Distribusi ekonomis pada pengadaan air, *steam* proses, tenaga listrik dan bahan baku.
4. Pemeliharaan dan perbaikan.
5. Keamanan (*safety*) terutama dari kemungkinan kebakaran dan keselamatan kerja.
6. Bangunan yang meliputi luas bangunan, kondisi bangunan dan konstruksinya yang memenuhi syarat.
7. Fleksibilitas dalam perencanaan tata letak pabrik dengan mempertimbangkan kemungkinan perubahan dari proses/mesin, sehingga perubahan-perubahan yang dilakukan tidak memerlukan biaya yang tinggi.

8. Masalah pembuangan limbah cair dan *Service Area*, seperti kantin, tempat parkir, ruang ibadah, dan sebagainya diatur sedemikian rupa.

Adapun perincian luas tanah sebagai bangunan pabrik dapat dilihat pada

Tabel 4.1 dibawah ini:

Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

No.	Bangunan/Area	Ukuran m x m	Luas, m <sup>2</sup>
1	Taman	20 x 7	140
2	Pos Jaga	2x 15	30
3	Tempat Parkir	30 x 20	600
4	kantor	50 x 30	1500
5	Kantin	50 x 5	250
6	Laboratorium	30 x 15	450
7	Bengkel	20 x 15	300
8	Gudang	20 x 20	400
9	Masjid	10 x 15	150
10	Ruang Kontrol	20 x 10	200
11	Klinik	10 x 10	100
12	Pemadam Kebakaran	20 x 15	300
13	Area proses	500 x 200	100000
14	Area Utilitas	300 x 100	30000
15	Area tangki Penyimpan	45 x 20	9000

Lanjutan Tabel 4.1 Perincian luas tanah dan bangunan pabrik

16	Area Pengolahan Limbah	100 x 50	5000
17	Area Pengembangan	1000 x 100	10000
	<b>Total Luas Area</b>		<b>158420</b>

#### 4.4 Tata Letak Alat Proses

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

##### 4.4.1 Aliran Bahan Baku dan Produk

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

##### 4.4.2 Aliran Udara

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

#### **4.4.3 Pencahayaan**

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

#### **4.4.4 Lalu Lintas Manusia dan Kendaraan**

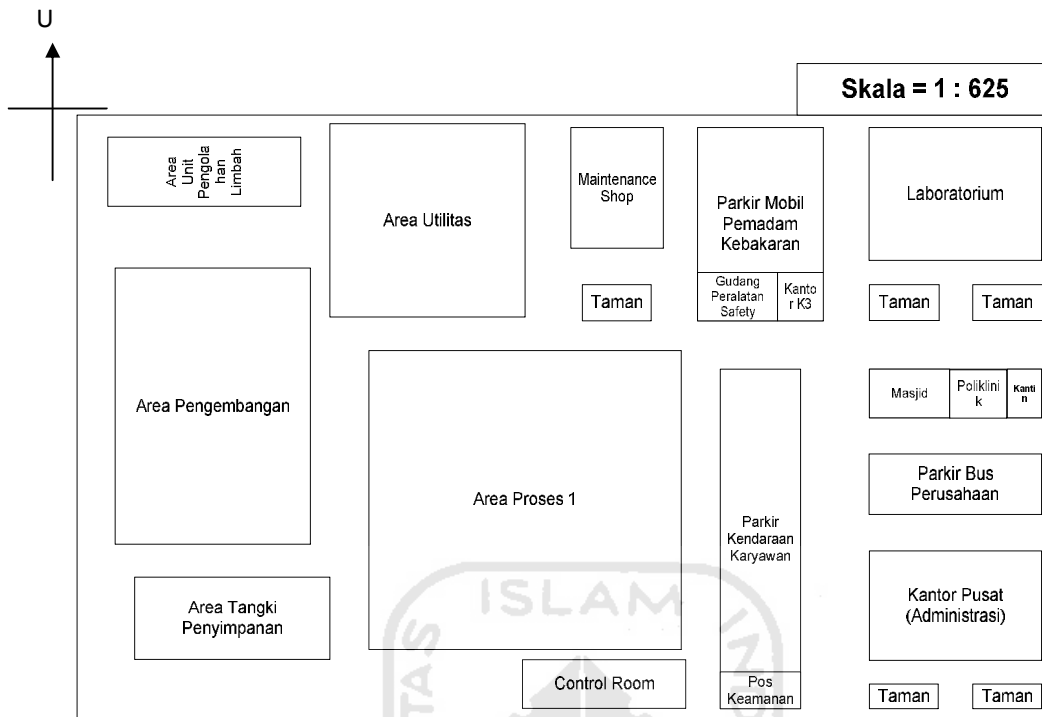
Dalam perancangan *lay out* peralatan, perlu diperhatikan agar pekerja dapat mencapai seluruh alat proses dengan cepat dan mudah agar apabila terjadi gangguan pada alat proses dapat segera diperbaiki, selain itu keamanan pekerja selama menjalankan tugasnya perlu diprioritaskan.

#### **4.4.5 Pertimbangan Ekonomi**

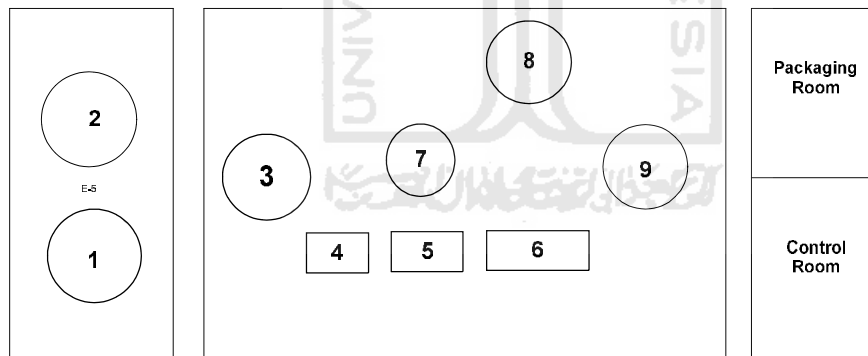
Dalam menempatkan alat-alat proses pada pabrik diusahakan agar dapat menekan biaya operasi dan menjamin kelancaran serta keamanan produksi pabrik sehingga dapat menguntungkan dari segi ekonomi.

#### **4.4.6 Jarak Antar Alat Proses**

Untuk alat proses yang mempunyai suhu dan tekanan operasi tinggi, sebaiknya dipisahkan dari alat proses lainnya, sehingga apabila terjadi ledakan atau kebakaran pada alat tersebut, tidak membahayakan alat-alat proses lainnya. Tata letak pabrik dan alat proses diperlihatkan pada Gambar 4.1 dan Gambar 4.2.



Gambar 4.1 Tata Letak Pabrik Aspirin



Skala = 1 : 200

Keterangan :

- |                            |                 |                       |
|----------------------------|-----------------|-----------------------|
| 1. Tangki Asetat Anhidrida | 4. Cristalizer  | 7. Menara Distilasi   |
| 2. Silo Asam Salisilat     | 5. Centrifuge   | 8. Tangki Asam Asetat |
| 3. Reaktor                 | 6. Rotary Drier | 9. Silo Aspirin       |

Gambar 4.2 Tata Letak Alat Proses Pabrik Aspirin

## 4.5 Alir Proses dan Material

### 4.5.1 Neraca Massa

Untuk Memperoleh kuantitas produk sesuai yang diharapkan dan menentukan jenis alat proses maupun desainnya maka perlu disusun neraca massa. Dalam neraca massa terdapat data input dan output dari masing-masing alat sehingga proses bisa berjalan secara efektif dan efisien.

#### 4.5.1.1 Neraca Massa per Alat

Neraca massa untuk masing-masing alat diperlihatkan pada Tabel 4.2 sampai Tabel 4.6.

Tabel 4.2 Neraca massa di Reaktor (R-01) (kg/jam)

No	Komponen	Masuk		Keluar
1	C7H6O3	587,259	58,081	64,534
2	C4H6O3	448,381	34,604	47,699
3	C2H4O2	5,382	25,506	30,889
4	C9H8O4		3,425	761,000
		1041,024	121,615	
		1156,651		1156,638

Tabel 4.3 Neraca massa di Kristalizer (kg/jam)

No	Komponen	Masuk	Keluar
1	C7H6O3	64,534	64,534
2	C4H6O3	47,699	47,699
3	C2H4O2	283,404	283,404
4	C9H8O4	761,000	3,805
5	C9H8O4 Kristal		757,195
		1156,638	1156,638

Tabel 4.4 Neraca massa di Centrifuge (kg/jam)

No	Komponen	Masuk	Keluar	
		Umpan	Filtrat	Cake
1	C7H6O3	65,534	58,080	6,453
2	C4H6O3	47,699	42,929	4,769
3	C2H4O2	283,404	255,063	28,340
4	C9H8O4	3,805	3,425	0,381
5	C9H8O4 Kristal	757,195	0	757,195
			359,498	797,139
		1156,638	1156,638	

Tabel 4.5 Neraca massa di Rotary Drier (kg/jam)

No	Komponen	Arus	Keluar	
1	C7H6O3	6,453	0,323	6,131
2	C4H6O3	4,769	0,238	4,531
3	C2H4O2	28,340	1,417	26,923
4	C9H8O4	0,381		
5	C9H8O4 Kristal	757,195	757,195	0,381
			759,173	37,966
		797,139	797,139	

Tabel 4.6 Neraca massa di Menara Distilasi (kg/jam)

No	Komponen	Masuk	Keluar	
		Umpan	Distilat	Bottom
1	C7H6O3	58,081		58,081
2	C4H6O3	42,929	8,326	34,604
3	C2H4O2	255,064	229,557	25,506
4	C9H8O4	3,425		3,425
			237,883	121,615
		359,498	359,498	



Neraca massa total dapat ditabulasikan pada tabel 4.7 berikut :

Tabel 4.7 Neraca massa total

No	Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
1	C7H6O3	645,341	64,534
2	C4H6O3	476,997	47,700
3	C2H4O2	30,889	283,404
4	C9H8O4	3,425	3,425
5	C9H8O4 Kristal	0	757,576
	Total	1156,638	1156,638

#### 4.5.2 Neraca Energi

Untuk mengetahui kebutuhan panas ataupun kelebihan panas dari masing-masing alat proses, maka diperlukan perhitungan energi di dalam alat tersebut. Neraca energi masing-masing alat diperlihatkan pada Tabel 4.8 sampai Tabel 4.12.

Tabel 4.8 Neraca Energi Reaktor (kJ/jam)

Komponen	Q masuk	Q keluar
C7H6O3	20863,796	6164,303
C4H6O3	11115,445	1111,544

Lanjutan Tabel 4.8 Neraca Energi Reaktor (kJ/jam)

C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	4274,643	42836,754
C <sub>9</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	65,828.750	14628,610
Panas reaksi		-206679,516
Panas diserap isolator		178258,016
Total	36319,713	36319,713

Tabel 4.9 Neraca Energi Crisralizer (kJ/jam)

<b>Komponen</b>	<b>Q masuk</b>	<b>Q keluar</b>
C <sub>7</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	6164,279	1422,525
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>3</sub>	1111,540	256,509
C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O <sub>2</sub>	42871,802	8995,720
C <sub>9</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub>	14628,384	582,773
C <sub>9</sub> H <sub>8</sub> O <sub>4</sub> kristal		3301,726
Panas diserap pendingin		49827,777
Total	64776,007	64776,007

Tabel 4.10 Neraca Energi Centrifuge (kJ/jam)

<b>Komponen</b>	<b>Q masuk</b>	<b>Q cake</b>	<b>Q Filtrat</b>
C7H6O3	1422,525	142,252	1280,273
C4H6O3	256,509	25,650	230,858
C2H4O2	8995,720	899,572	8096,148
C9H8O4	582,773	58,277	524,496
C9H8O4 kristal	3301,726	3301,726	0
<b>Total</b>	<b>11257,529</b>	<b>11257,529</b>	

Tabel 4.11 Neraca Energi Menara Distilasi (kJ/jam)

<b>Komponen</b>	<b>Q masuk</b>	<b>Q keluar</b>	
		<b>Hasil atas</b>	<b>Hasil bawah</b>
C7H6O3	16.711,045	0	70.937,203
C4H6O3	1.619,860	372,882	6.709,1968
C2H4O2	11.046,277	11.803,929	5.659,5414
C9H8O4	198,093	0	840,8926
Panas reboiler	75.810	-	
Panas Condenser	-	78.078,635	
<b>Total</b>	<b>226.866,931</b>	<b>226.866,931</b>	

Tabel 4.12 Neraca Energi Rotary Dryer (kJ/jam)

Komponen	Q masuk	Q produk	Q ke udara
C7H6O3	142,253	18,967	369,384
C4H6O3	25,651	3,420	66,607
C2H4O2	899,572	131,805	2566,910
C9H8O4	58,277	0	0
C9H8O4 kristal	3301,726	8957,211	4,613
Udara panas	7601,831		
Total	12118,918	12118,918	

#### 4.5.3 Diagram Alir

Diagram alir yang disajikan dalam perancangan pabrik adalah sebagai berikut :

- Diagram Alir Kualitatif
- Diagram Alir Kuantitatif

##### 1. Diagram Alir Kualitatif

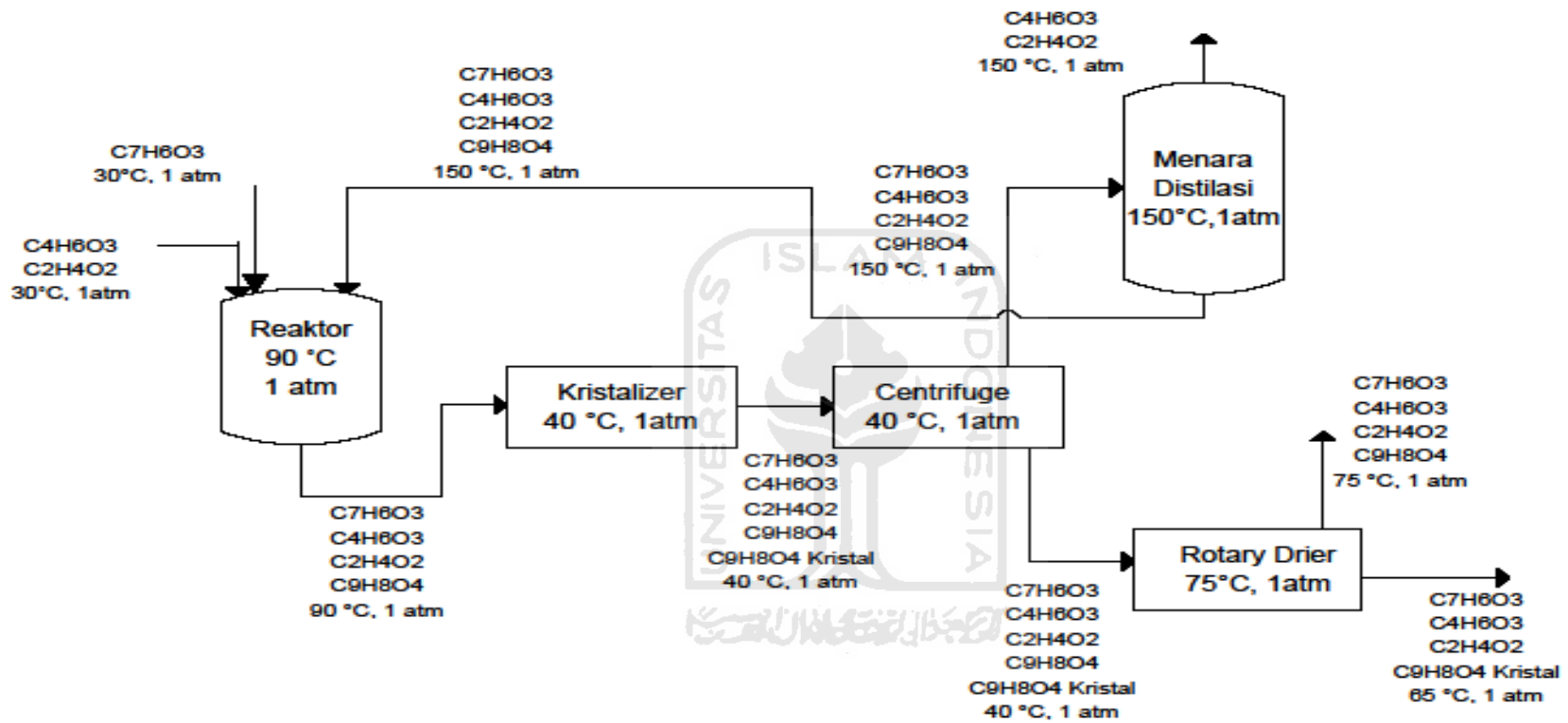
Merupakan susunan blok yang menggambarkan proses pembuatan Asam Asetilsalisilat (Aspirin) dari Asam Salisilat dan Asetat Anhidrida dimana tiap arus dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir dan tiap blok

mewakili alat tertentu yang dilengkapi data kondisi operasi (P dan T), seperti dapat dilihat pada Gambar 4.3

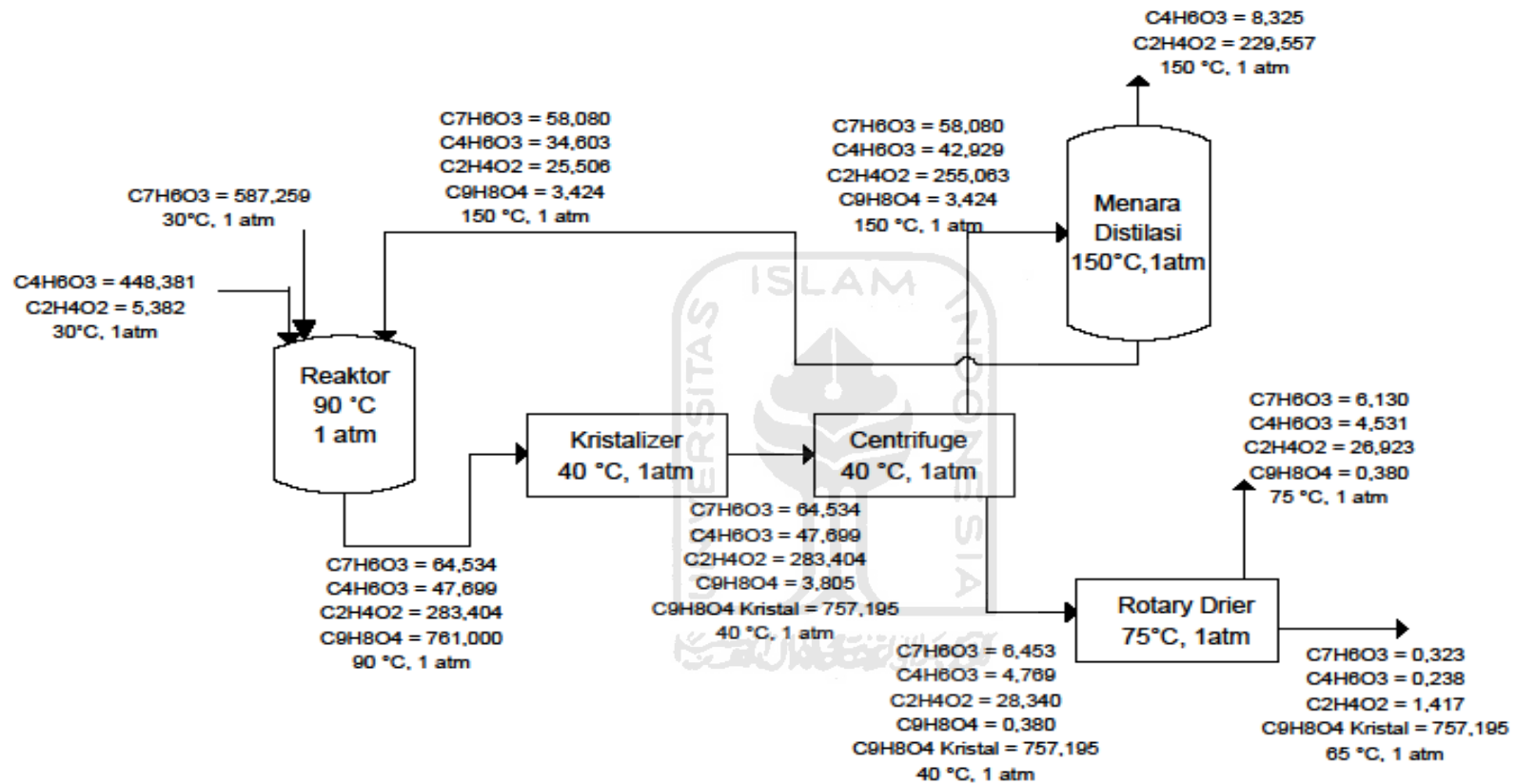
## 2. Diagram Alir Kuantitatif

Merupakan susunan blok yang menggambarkan proses pembuatan Asam Asetilsalisilat (Aspirin) dari Asam Salisilat dan Asetat Anhidrida dimana tiap arus dilengkapi data bahan-bahan yang mengalir beserta laju alirnya (dalam kg/jam), seperti dapat dilihat pada Gambar 4.4.





Gambar 4.3 Diagram alir kualitatif pabrik Asam asetilsalisilat



Gambar 4.4 Diagram alir kuantitatif pabrik Asam Asetilsalisilat

#### 4.6 Perawatan (*Maintenance*)

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

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

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

1. *Over head* 1 x 1 tahun

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

2. *Repairing*

Merupakan kegiatan *maintenance* yang bersifat memperbaiki alat – alat. Selain itu untuk memperbaharui alat - alat yang telah rusak.



Faktor-faktor yang mempengaruhi *maintenance*:

a. Umur alat

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

b. Bahan baku

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

c. Tenaga manusia

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

#### 4.7 Pelayanan Teknik (Utilitas)

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

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

1. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ( *Water Treatment System* )
2. Unit Pembangkit Steam ( *Steam Generation System* )

3. Unit Pembangkit Listrik ( *Power Plant System* )
4. Unit Penyedia Udara Instrumen ( *Instrument Air System* )
5. Unit Penyediaan Bahan Bakar

#### **4.7.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ( *Water Treatment System* )**

##### **4.7.1.1 Unit Penyediaan Air**

Untuk memenuhi kebutuhan air suatu pabrik pada umumnya menggunakan air sumur, air sungai, air danau maupun air laut sebagai sumbernya. Dalam perancangan pabrik Aspirin ini, sumber air yang digunakan berasal dari air sungai Brantas. Adapun penggunaan air sungai sebagai sumber air dengan pertimbangan sebagai berikut:

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

Air yang diperlukan di lingkungan pabrik digunakan untuk :

1. Air pendingin

Pada umumnya air digunakan sebagai media pendingin karena faktor-faktor berikut :

- a. Air merupakan materi yang dapat diperoleh dalam jumlah besar.
- b. Mudah dalam pengolahan dan pengaturannya.
- c. Dapat menyerap jumlah panas yang relatif tinggi persatuan volume.
- d. Tidak mudah menyusut secara berarti dalam batasan dengan adanya perubahan temperatur pendingin.
- e. Tidak terdekomposisi.

## 2. Air Umpan Boiler (*Boiler Feed Water*)

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

- a. Zat-zat yang dapat menyebabkan korosi.

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

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

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

- c. Zat yang menyebabkan *foaming*.

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

### 3. Air sanitasi.

Air sanitasi adalah air yang akan digunakan untuk keperluan sanitasi.

Air ini antara lain untuk keperluan perumahan, perkantoran laboratorium, masjid. Air sanitasi harus memenuhi kualitas tertentu, yaitu:

#### a. Syarat fisika, meliputi:

- 1) Suhu : Di bawah suhu udara
- 2) Warna : Jernih
- 3) Rasa : Tidak berasa
- 4) Bau : Tidak berbau

#### b. Syarat kimia, meliputi:

- 1) Tidak mengandung zat organik dan anorganik yang terlarut dalam air.
- 2) Tidak mengandung bakteri.

#### 4.7.1.2 Unit Pengolahan Air

Unit pengolahan air bertanggung jawab untuk menjamin tersedianya air yang dipergunakan untuk umpan boiler yang kemudian dirubah menjadi fase uap sebagai fluida panas. Tahapan - tahapan pengolahan air adalah sebagai berikut :

## 1. Clarifier

Kebutuhan air dalam suatu pabrik dapat diambil dari sumber air yang ada di sekitar pabrik dengan mengolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan tersebut dapat meliputi pengolahan secara fisika dan kimia, penambahan *desinfektan* maupun dengan penggunaan *ion exchanger*.

Mula-mula *raw water* diumpankan ke dalam tangki kemudian diaduk dengan putaran tinggi sambil menginjeksikan bahan-bahan kimia, yaitu:

- a.  $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ , yang berfungsi sebagai flokulan.
- b.  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ , yang berfungsi sebagai flokulan.

Air baku dimasukkan ke dalam *clarifier* untuk mengendapkan lumpur dan partikel padat lainnya, dengan menginjeksikan alum ( $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ ), koagulan acid sebagai pembantu pembentukan flok dan NaOH sebagai pengatur pH. Air baku ini dimasukkan melalui bagian tengah *clarifier* dan diaduk dengan agitator. Air bersih keluar dari pinggir *clarifier* secara *overflow*, sedangkan *sludge* (flok) yang terbentuk akan mengendap secara gravitasi dan di *blowdown* secara berkala dalam waktu yang telah ditentukan. Air baku yang mempunyai *turbidity* sekitar 42 ppm diharapkan setelah keluar *clarifier turbidity*nya akan turun menjadi lebih kecil dari 10 ppm.

## 2. Penyaringan

Air dari *clarifier* dimasukkan ke dalam *sand filter* untuk menahan/ menyaring partikel - partikel solid yang lolos atau yang terbawa bersama air dari *clarifier*. Air keluar dari *sand filter* dengan *turbidity* kira - kira 2 ppm, dialirkan ke dalam suatu tangki penampung (*filter water reservoir*).

Air bersih ini kemudian didistribusikan ke menara air dan unit demineralisasi. *Sand filter* akan berkurang kemampuan penyaringannya. Oleh karena itu perlu diregenerasi secara periodik dengan *back washing*.

## 3. Demineralisasi

Untuk umpan ketel ( *boiler* ) dibutuhkan air murni yang memenuhi persyaratan bebas dari garam - garam murni yang terlarut. Proses demineralisasi dimaksudkan untuk menghilangkan ion - ion yang terkandung pada *filtered water* sehingga konduktivitasnya dibawah 0,3 Ohm dan kandungan silica lebih kecil dari 0,02 ppm.

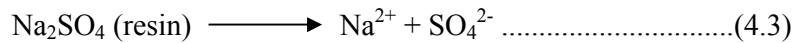
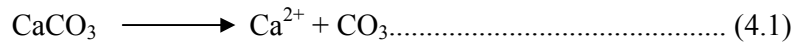
Adapun tahap-tahap proses pengolahan air untuk umpan ketel adalah sebagai berikut :

### a. *Cation Exchanger*

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

Sehingga air yang keluar dari *cation tower* adalah air yang mengandung anion dan ion  $H^+$ .

Reaksi:



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

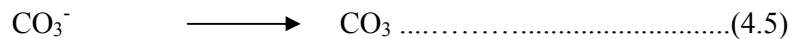
Reaksi:



b. *Anion Exchanger*

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

Reaksi:



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

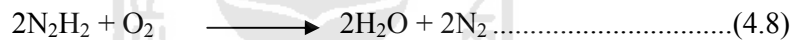
Reaksi:



c. Deaerasi

Deaerasi adalah proses pembebasan air umpan ketel dari oksigen ( $\text{O}_2$ ). Air yang telah mengalami demineralisasi ( *polish water* ) dipompakan ke dalam *deaerator* dan diinjeksikan *hidrazin* (  $\text{N}_2\text{H}_4$  ) untuk mengikat oksigen yang terkandung dalam air sehingga dapat mencegah terbentuknya kerak (*scale*) pada *tube boiler*.

Reaksi:



Air yang keluar dari deaerator ini dialirkan dengan pompa sebagai air umpan *boiler* (*boiler feed water*). Proses pengolahan air diperlihatkan pada Gambar 4.5 yaitu diagram alir proses pengolahan air dan steam.

#### 4.7.1.3 Kebutuhan Air

##### 1. Kebutuhan air pembangkit steam

Steam diperlukan untuk memanaskan fluida sebelum diproses di dalam alat proses agar proses dapat berjalan secara efektif dan efisien.



Kebutuhan air untuk membangkitkan steam diperlihatkan pada Tabel 4.13 dan air untuk kebutuhan proses diperlihatkan pada Tabel 4.14.

Tabel 4.13 Kebutuhan air pembangkit steam

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
HE-01	450.4972
HE-02	398.8338
HE-03	39.8013
RB-01	24.6396
Total	913.7719

Air pembangkit *steam* sebanyak 80% digunakan kembali, maka *make up* yang diperlukan adalah sebanyak 20%. Sehingga *make up steam* adalah sebesar

$$= 20\% \times 913,7719 \text{ kg/jam}$$

$$= 182,7544 \text{ kg/jam}$$

*Blow Down* 20%

$$= 20\% \times 913,7719 \text{ kg/jam}$$

$$= 182,7544 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air *make up*

$$= 182,7544 \text{ kg/jam} + 182,7544 \text{ kg/jam}$$

$$= 365,5088 \text{ kg/jam}$$

Tabel 4.14 Kebutuhan air proses

Nama alat	Jumlah (kg/jam)
CD-01	1867,9082
CO-01	1807,2560
CO-02	2680,9216
CR-01	2830,5474
Total	9186,6332

Jumlah air yang menguap :

$$= 0,00085 \times \text{total kebutuhan air} \times \Delta T$$

$$= 7,808 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air yang terbawa keluar aliran tower

$$= 0,15\% \times \text{jumlah air yang menguap}$$

$$= 0,0117 \text{ kg/jam}$$

Jumlah air *make up* :

$$= 7,808 \text{ kg/jam} + 0,0117 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,8197 \text{ kg/jam}$$

## 2. Air untuk perkantoran dan rumah tangga

Air selain digunakan pada proses produksi pabrik juga dipergunakan untuk konsumsi sehari-hari, baik dalam perkantoran maupun perumahan dalam lingkungan pabrik. Kebutuhan air untuk perkantoran dan perumahan ditabulasikan pada Tabel 4.15.

Kebutuhan air 1 orang = 100 kg/hari (Sularso,2000)

Jumlah karyawan = 135 orang

Tabel 4.15 Kebutuhan air untuk perkantoran dan rumah tangga

No.	Alat yang memerlukan	Jumlah Kebutuhan (kg/hari)
1	Karyawan	13.500
2	Laboratorium	400
3	Bengkel	100
4	Perumahan	16.000
5	Poliklinik	200
6	Pemadam Kebakaran	1.000
7	Kantin, Musholah, Pertamanan, dll	1.200
	$\Sigma$	28.900

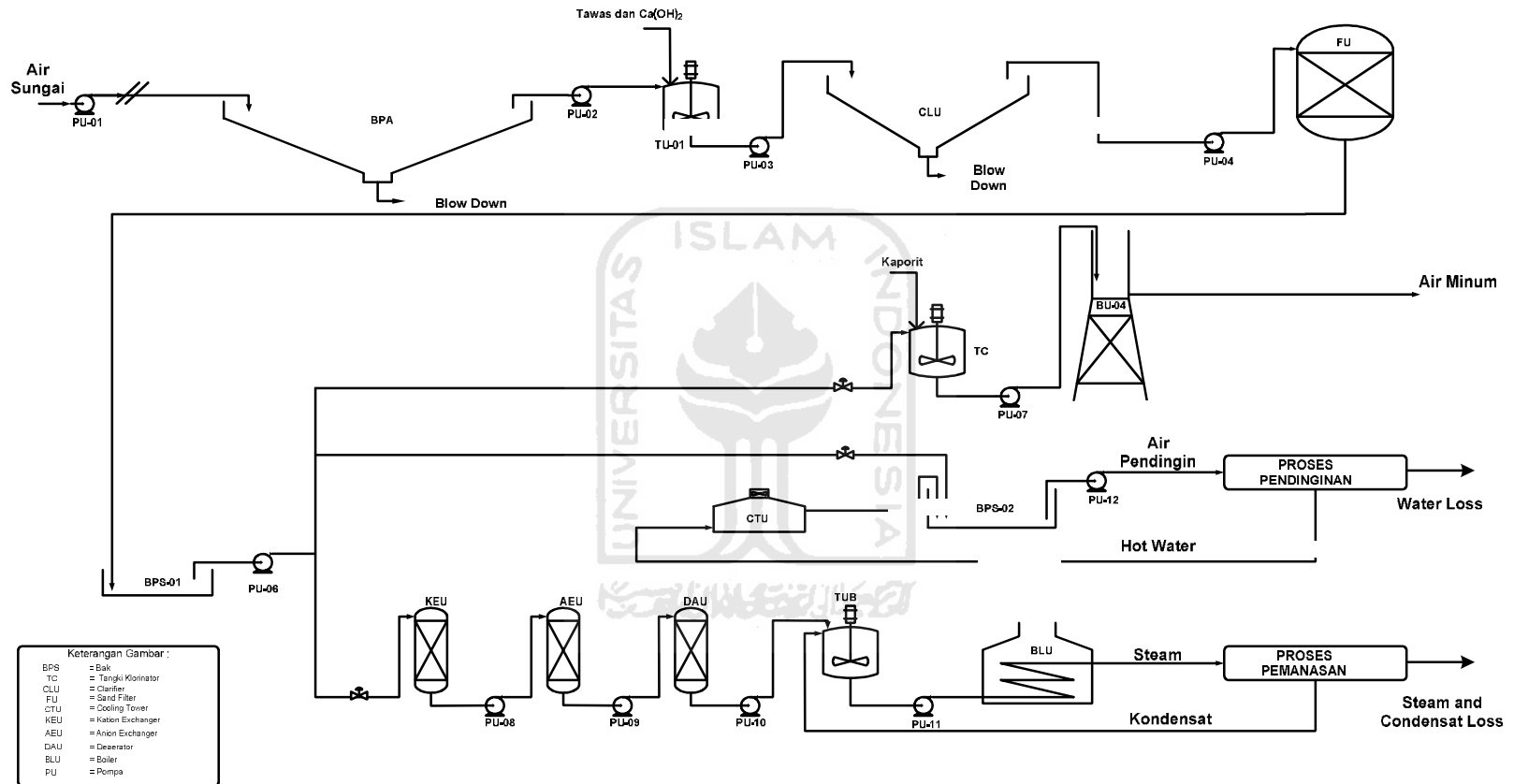
Kebutuhan Air Total

= 11.670,0806 kg/jam

#### 4.7.2 Unit Pembangkit *Steam* ( *Steam Generation System* )

Steam yang diproduksi pada pabrik Asam asetilsalisilat (Aspirin) ini digunakan untuk memenuhi kebutuhan panas pada rotary dryer dan *heat exchanger*. Untuk memenuhi kebutuhan steam digunakan boiler. Jenis steam yang digunakan pada pabrik Asam asetilsalisilat ini adalah saturated steam berjumlah 1096,5263 kg/jam. Suhu steam adalah 300° C.

Secara umum, proses utilitas air di pabrik Aspirin diperlihatkan pada Gambar 4.5 dimana digambarkan peralatan dan alur pengolahan air sungai.



Gambar 4.5 Diagram Alir Proses Pengolahan Air dan Steam

#### 4.7.3 Unit Pembangkit Listrik ( *Power Plant System* )

Kebutuhan listrik pada pabrik ini dipenuhi oleh 2 sumber, yaitu PLN dan generator diesel. Generator digunakan sebagai tenaga cadangan apabila PLN mengalami gangguan.

Spesifikasi diesel yang digunakan adalah :

Kapasitas : 90 kW

Jenis : Diesel

Jumlah : 1 buah

Prinsip kerja dari diesel ini adalah solar dan udara yang terbakar secara kompresi akan menghasilkan panas. Panas ini digunakan untuk memutar engkol untuk dapat menghidupkan generator yang mampu menghasilkan tenaga listrik. Listrik ini didistribusikan ke panel yang selanjutnya akan dialirkan ke unit pemakai. Pada operasi sehari - hari digunakan listrik PLN 100 %. Tetapi apabila listrik padam, operasinya akan menggunakan tenaga listrik dari diesel 100%.

Kebutuhan Listrik Untuk Alat Proses diperlihatkan pada Tabel 4.16 berikut :

Tabel 4.16 Kebutuhan Listrik Alat Proses

<b>Nama Alat</b>	<b>Power pompa (HP)</b>
Pompa-01	1,00
Pompa-02	1,00
Pompa-03	1,00

Lanjutan Tabel 4.16 Kebutuhan Listrik Alat Proses

Pompa-04	1,00
Pompa-05	1,00
Pompa-06	1,00
Pompa-07	1,00
BC-01	1,00
BC-02	1,00
BC-03	1,00
BC-04	1,00
BE-01	1,00
BE-02	1,00
BE-03	1,00
Ball Mill	5,00
Screening	1,00
BL-01	1,00
Reaktor	2,00
CF-01	20,00
RD-01	7,00
Total	50,00

Kebutuhan listrik untuk keperluan alat proses = 50,00 HP

maka total power yang dibutuhkan = 37,28 kiloWatt

Kebutuhan Listrik Untuk Utilitas ditabulasikan pada Tabel 4.17

berikut :

Tabel 4.17 Kebutuhan Listrik Utilitas

<b>Nama Alat</b>	<b>Power (HP)</b>
PU-01	1,50
PU-02	1,00
PU-03	1,00
PU-04	1,00
PU-05	1,00
PU-06	1,00
PU-07	1,00
PU-08	1,00
PU-09	1,00
PU-10	1,00
PU-11	1,00
PU-12	1,00
TK	1,00
TC	0,50
CTU	1,50
CU	7,50
<b>Total</b>	<b>23,00</b>

Jumlah kebutuhan listrik utilitas 23,00 HP.

Jumlah kebutuhan listrik untuk alat proses dan utilitas 73 HP. Angka keamanan diambil 20 % sehingga dibutuhkan 87,6 HP. Selanjutnya jumlah kebutuhan listrik untuk alat instrumentasi dan kontrol diperkirakan sebesar 5 % dari kebutuhan alat proses dan utilitas yaitu 4,38 HP.

Kebutuhan Listrik Laboratorium, Rumah Tangga, Perkantoran dan lain-lain diperkirakan sebesar 25 % dari kebutuhan alat proses dan utilitas 21,9 HP.

Kebutuhan Listrik Total

Jumlah kebutuhan listrik total = 113,88 HP

Maka kebutuhan listrik total = 84,92 kW

Berdasarkan total kebutuhan listrik yang diperlukan, maka dengan disediakan generator sebagai cadangan sebesar 90 kiloWatt, sehingga kebutuhan listrik dianggap aman.

#### 4.7.4 Unit Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan diperlukan untuk pemakaian alat *pneumatic control*. Alat pengadaan udara tekan menggunakan kompresor dengan tekanan 4 atm. Total kebutuhan udara tekan diperkirakan 70,224 m<sup>3</sup>/jam. Udara tekan dihasilkan dari kompresor untuk menaikkan tekanan udara dari lingkungan menjadi 4 atm.

Udara tekan pada pabrik digunakan untuk menggerakkan katup pada sistem udara control. Udara lingkungan sebelum digunakan sebagai udara tekan disaring terlebih dahulu dengan filter udara dan diturunkan kelembabannya



dengan melewati pada tumpukan silika gel. Udara kering kemudian ditekan dengan kompresor sampai tekanan  $P = 4 \text{ atm}$ .

#### 4.7.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

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

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

Jenis bahan bakar yang digunakan untuk diesel adalah solar yang diperoleh dari Pertamina dan distributornya. Sedangkan untuk boiler digunakan oil fuel, dimana lebih murah daripada solar untuk digunakan sebagai bahan bakar pada boiler.

Sifat fisik solar adalah sebagai berikut :

- Heating value : 18.800 Btu/lb
- Specific gravity : 0,8691
- Efisiensi : 80%

Kebutuhan bahan bakar :

1. Untuk boiler = 138,565 lt/jam
2. Untuk generator = 21,345 lt/jam

#### **4.7.6 Laboratorium**

Kualitas merupakan salah satu daya tarik konsumen terhadap suatu produksi. Oleh karena itu mempertahankan mutu suatu produk merupakan salah satu yang terpenting yang memerlukan perhatian khusus dari perusahaan. Menyadari pentingnya kualitas tersebut, maka pabrik Aspirin membentuk bagian yang bertugas mengendalikan mutu tersebut yaitu seksi jaminan mutu, seksi pengendalian proses yang bertugas dalam ruang *Central Control Room*, dan seksi bidang penelitian.

### **4.8 Organisasi Perusahaan**

#### **4.8.1 Bentuk Perusahaan**

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

#### 4.8.2 Struktur Organisasi

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

- a. Pemegang saham
- b. Dewan komisaris
- c. Direktur Utama
- d. Direktur
- e. Kepala Bagian
- f. Kepala Seksi
- g. Karyawan dan Operator

Struktur organisasi perusahaan disusun seperti terlihat pada Gambar 4.6. Tanggung jawab, tugas dan wewenang dari masing-masing jenjang kepemimpinan tentu saja berbeda-beda. Tanggung jawab, tugas serta wewenang tertinggi terletak pada puncak pimpinan yaitu dewan komisaris, sedangkan kekuasaan tertinggi berada pada rapat umum pemegang saham.

### **4.8.3 Tugas dan Wewenang**

#### **4.8.3.1 Pemegang saham**

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

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

#### **4.8.3.2 Dewan Komisaris**

Dewan Komisaris merupakan pelaksana tugas sehari-hari dari pemilik saham, sehingga Dewan Komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham.

Tugas-tugas Dewan Komisaris meliputi :

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

#### 4.8.3.3 Dewan Direksi

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya terhadap maju-mundurnya perusahaan. Direktur Utama bertanggung jawab terhadap Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi, Direktur Keuangan dan Umum.

Tugas-tugas Direktur Utama meliputi :

1. Melaksanakan *policy* perusahaan dan mempertanggung jawabkan pekerjaan pada pemegang saham pada akhir jabatan.
2. Menjaga stabilitas organisasi perusahaan dan membuat kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen, dan karyawan.
3. Mengangkat dan memberhentikan Kepala Bagian dengan persetujuan rapat pemegang saham.
4. Mengkoordinir kerja sama dengan Direktur Produksi dan Direktur Keuangan Umum.

#### 4.8.3.4 Kepala Bagian

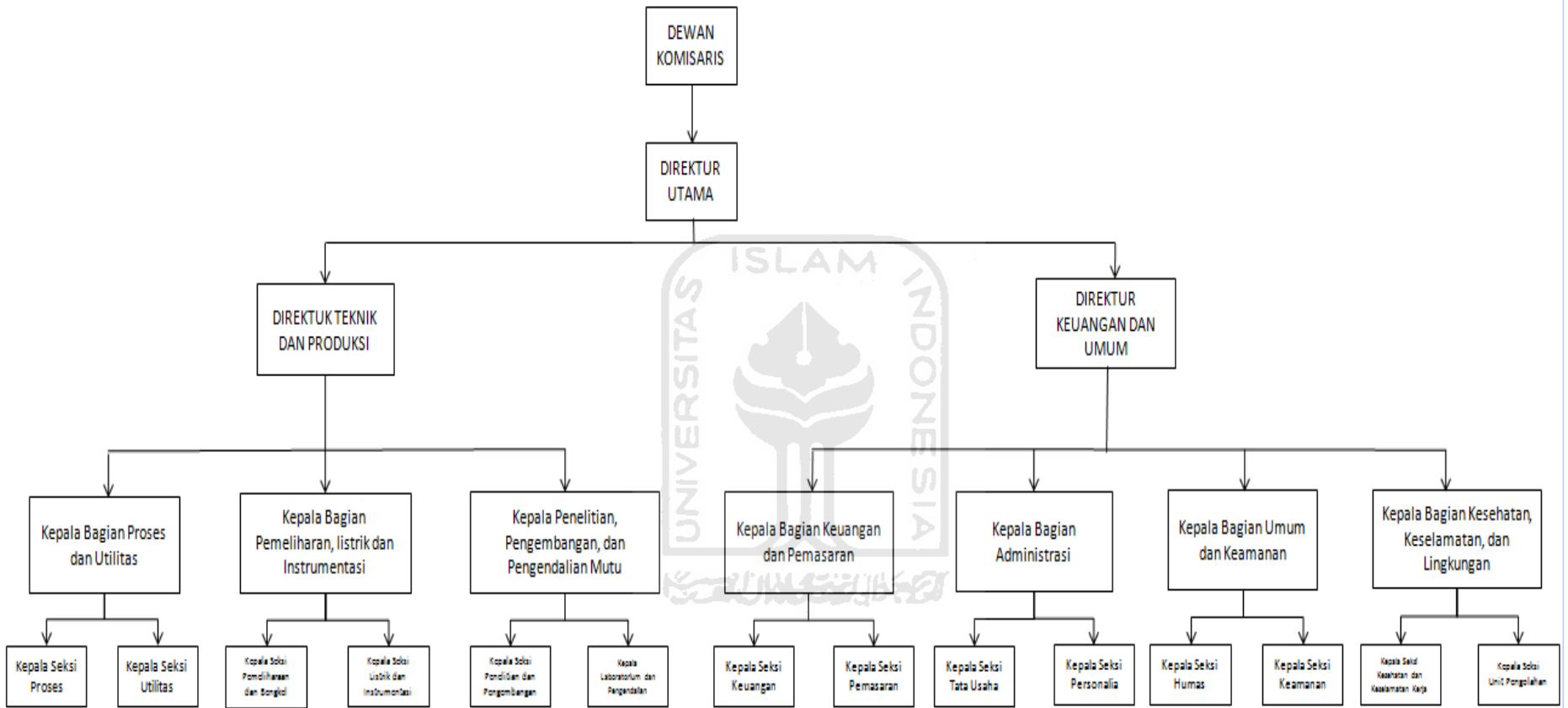
Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian

dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian bertanggung jawab kepada direktur.

#### **4.8.3.5 Kepala Seksi**

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





Gambar 4.6 Struktur Organisasi Perusahaan

#### 4.8.4 Sistem Kerja Karyawan

##### 4.8.4.1 Cuti Tahunan

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

##### 4.8.4.2 Hari Libur Nasional

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

##### 4.8.4.3 Kerja Lembur (Overtime)

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

##### 4.8.4.4 Sistem Gaji Karyawan

Gaji karyawan dibayarkan setiap bulan pada tanggal 1. Bila tanggal tersebut merupakan hari libur, maka pembayaran gaji dilakukan sehari sebelumnya. Sebaran gaji karyawan diperlihatkan pada Tabel 4.18.

Tabel 4.18 Gaji karyawan

Jabatan	Pendidikan	Jumlah	Gaji/orang/bulan	Gaji total/tahun
Direktur utama	S-2	1	40,000,000.00	480,000,000.00
Direktur	S-2	2	30,000,000.00	720,000,000.00



Lanjutan Tabel 4.18 Gaji karyawan

Kepala Bagian	S-1	7	20,000,000.00	1,680,000,000.00
Kepala Seksi	S-1	14	15,000,000.00	2,520,000,000.00
Kepala shift	S-1	7	10,000,000.00	840,000,000.00
Pegawai Staff I	S-1	18	8,000,000.00	1,728,000,000.00
Pegawai Staff III	SLTA	18	6,500,000.00	1,404,000,000.00
Operator	SLTA/STM	21	5,000,000.00	1,260,000,000.00
Kepala Regu	SLTA	2	3,000,000.00	72,000,000.00
Security	SLTA	15	2,500,000.00	450,000,000.00
Pegawai	SLTA	30	2,500,000.00	900,000,000.00
Jumlah		135.00		12,054,000,000.00

#### 4.8.4.5 Jam Kerja Karyawan

Berdasarkan jam kerjanya, karyawan perusahaan dapat digolongkan menjadi 2 golongan karyawan non-shift (harian) dan karyawan shift.

##### a. Jam kerja karyawan non-shift

Senin – Kamis:

Jam Kerja : 07.00 – 12.00 dan 13.00 – 16.00

Istirahat : 12.00 – 13.00

Jumat :

Jam Kerja : 07.00 – 11.30 dan 13.30 – 17.00

Istirahat : 11.30 – 13.30

hari Sabtu dan Minggu libur

b. Jam kerja karyawan shift

Jadwal kerja karyawan shift dibagi menjadi:

- Shift Pagi : 07.00 – 15.00
- Shift Sore : 15.00 – 23.00
- Shift Malam : 23.00 – 07.00

Karyawan shift ini dibagi menjadi 4 regu, yaitu 3 regu bekerja dan 1 regu istirahat yang dilakukan secara bergantian. Setiap regu mendapatkan giliran 6 hari kerja dan satu hari libur untuk setiap shift dan masuk lagi untuk shift berikutnya. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan oleh pemerintah, regu yang bertugas tetap masuk. Jadwal kerja masing-masing regu disajikan dalam Tabel 4.19 sebagai berikut :

Tabel 4.19 Jadwal kerja masing-masing regu

Hari/Regu	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
1	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L
2	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P
3	M	M	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S
4	L	P	P	S	S	M	M	L	P	P	S	S	M	M

Keterangan :

P = Shift Pagi

M = Shift Malam

S = Shift Siang

L = Libur

#### 4.9 Evaluasi Ekonomi

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

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

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

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

Meliputi :

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

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

Meliputi :

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

3. Pendapatan modal

Untuk mengetahui titik impas, maka perlu dilakukan perkiraan terhadap :

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

#### 4.9.1 Penaksiran Harga Peralatan

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

Pabrik Aspirin beroperasi selama satu tahun produksi yaitu 330 hari, dan tahun berdiri pada tahun 2019. Di dalam analisa ekonomi harga – harga alat maupun harga – harga lain diperhitungkan pada tahun analisa. Untuk mencari harga pada tahun analisa, maka dicari index pada tahun analisa.

Harga indeks tahun 2019 diperkirakan secara garis besar dengan data indeks dari tahun 1987 sampai 2007, dicari dengan persamaan regresi linier.

Tabel 4.20 menunjukkan data indeks alat dari tahun 1987 sampai 2007 yang dipergunakan untuk menentukan harga peralatan proses.

Tabel 4.20 Harga indeks

<b>Tahun (X)</b>	<b>indeks (Y)</b>	<b>X (tahun-ke)</b>
1987	324	1
1988	343	2
1989	355	3
1990	356	4
1991	361,3	5
1992	358,2	6
1993	359,2	7
1994	368,1	8
1995	381,1	9
1996	381,7	10
1997	386,5	11
1998	389,5	12
1999	390,6	13
2000	394,1	14
2001	394,3	15
2002	395,6	16
2003	402	17
2004	444,2	18

Lanjutan Tabel 4.20 Harga indeks

2005	468,2	19
2006	499,6	20
2007	525,4	21
Total	8277,6	231

Sumber : (Peter Timmerhaus,1990)

Persamaan yang diperoleh adalah :  $y = 7.302x - 14189$

Dengan menggunakan persamaan diatas dapat dicari harga indeks pada tahun perancangan, dalam hal ini pada tahun 2016 sebagaimana terlihat pada Tabel 4.21.

Tabel 4.21 Harga indeks pada tahun perancangan

Tahun	Index
2008	473,42
2009	480,72
2010	488,02
2011	495,32
2012	502,62
2013	509,93
2014	517,23
2015	524,53
2016	531,83
2017	539,13

Tahun	Index
2018	546,44
2019	553,74
2020	561,04
2021	568,32

Jadi indeks pada tahun 2020 = **568,32**

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

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955})$$

Dalam hubungan ini:

Ex : Harga pembelian pada tahun x

Ey : Harga pembelian pada tahun y

Nx : Index harga pada tahun x

Ny : Index harga pada tahun y

#### 4.9.2 Dasar Perhitungan

Kapasitas produksi Aspirin = 6.000 ton/tahun

Satu tahun operasi = 330 hari

Umur pabrik	= 10 tahun
Pabrik didirikan pada tahun	= 2020
Kurs mata uang	= 1 US\$ = Rp 13.182,-
Harga bahan baku	
• Asam Salisilat	= Rp 538.995.902.441,00
• Asetat Anhidrida	= Rp 24.899.585.360,00
Harga Jual Aspirin	= Rp 948.626.980.329,00
Harga Jual Produk Samping	
• Asam Asetat	= Rp 21.569.473.225,00

### 4.9.3 Perhitungan Biaya

#### 4.9.3.1 *Capital Investment*

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

*Capital investment* terdiri dari :

##### a. *Fixed Capital Investment*

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



b. *Working Capital Investment*

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

**4.9.3.2 *Manufacturing Cost***

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

Menurut Aries & Newton ( Tabel 23 ), *Manufacturing Cost* meliputi :

a. *Direct Cost*

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

b. *Indirect Cost*

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

c. *Fixed Cost*

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

#### 4.9.3.3 *General Expense*

*General Expense* atau pengeluaran umum meliputi pengeluaran– pengeluaran yang berkaitan dengan fungsi perusahaan yang tidak termasuk *Manufacturing Cost*.

#### 4.9.4 **Analisa Kelayakan**

Untuk dapat mengetahui keuntungan yang diperoleh tergolong besar atau tidak, sehingga dapat dikategorikan apakah pabrik tersebut potensial atau tidak, maka dilakukan suatu analisa atau evaluasi kelayakan. Beberapa cara yang digunakan untuk menyatakan kelayakan adalah:

##### 4.9.4.1 *Percent Return On Investment*

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

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

##### 4.9.4.2 *Pay Out Time (POT)*

*Pay Out Time (POT)* adalah :

1. Jumlah tahun yang telah berselang, sebelum didapatkan suatu penerimaan yang melebihi investasi awal atau jumlah tahun yang diperlukan untuk kembalinya *Capital Investment* dengan *profit* sebelum dikurangi depresiasi.

2. Waktu minimum teoritis yang dibutuhkan untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan atas dasar keuntungan setiap tahun ditambah dengan penyusutan.
3. Waktu pengembalian modal yang dihasilkan berdasarkan keuntungan yang diperoleh. Perhitungan ini diperlukan untuk mengetahui dalam berapa tahun investasi yang telah dilakukan akan kembali.

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

#### 4.9.4.3 **Break Even Point (BEP)**

*Break Even Point* (BEP) adalah :

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

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

Dalam hal ini:

Fa : *Annual Fixed Manufacturing Cost* pada produksi maksimum

Ra : *Annual Regulated Expenses* pada produksi maksimum

Va : *Annual Variable Value* pada produksi maksimum

Sa : *Annual Sales Value* pada produksi maksimum

#### 4.9.4.4 *Shut Down Point (SDP)*

*Shut Down Point (SDP)* adalah :

1. Suatu titik atau saat penentuan suatu aktivitas produksi dihentikan. Penyebabnya antara lain *Variable Cost* yang terlalu tinggi, atau bisa juga karena keputusan manajemen akibat tidak ekonomisnya suatu aktivitas produksi (tidak menghasilkan *profit*).
2. Persen kapasitas minimal suatu pabrik dapat mencapai kapasitas produk yang diharapkan dalam setahun. Apabila tidak mampu mencapai persen minimal kapasitas tersebut dalam satu tahun maka pabrik harus berhenti beroperasi atau tutup.
3. Level produksi di mana biaya untuk melanjutkan operasi pabrik akan lebih mahal daripada biaya untuk menutup pabrik dan membayar *Fixed Cost*.
4. Merupakan titik produksi dimana pabrik mengalami kebangkrutan sehingga pabrik harus berhenti atau tutup.

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

#### 4.9.4.5 *Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)*

*Discounted Cash Flow Rate Of Return (DCFR)* adalah:

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

Persamaan untuk menentukan DCFR :

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

Dimana:

FC : *Fixed capital*

WC : *Working capital*

SV : *Salvage value*

C : *Cash flow*

: *profit after taxes + depresiasi + finance*

n : Umur pabrik = 10 tahun

I : Nilai DCFR

#### 4.9.5 Hasil Perhitungan

##### *Physical Plant Cost*

##### 1. *Purchased Equipment Cost (PEC)*

a.	Harga alat proses	= Rp 1.334.596.956,00
b.	Harga alat Utilitas	= <u>Rp 3.921.901.298,00</u>
	Total PEC	= Rp 5.283.569.187,00

##### 2. *Delivered Equipment Cost (DEC)*

Biaya pengangkutan (15% PEC)

$$= 0,15 \times \text{Rp } 5.283.569.187,00$$

$$= \text{Rp } 803.630.873,00$$

Biaya administrasi dan pajak (10% PEC)

$$= 0,1 \times \text{Rp } 5.283.569.187,00$$

$$= \text{Rp } 535.753.915,57$$

Total DEC

$$= \text{Rp } 803.630.873,00 + \text{Rp } 535.753.915,57$$

$$= \text{Rp } 6.696.923.944,62$$

### 3. Biaya Instalasi

Material (11%. PEC) =  $0,11 \times \text{Rp } 5.283.569.187,00$

= Rp 589.329.307,13

Buruh (32% PEC) =  $0,32 \times \text{Rp } 5.283.569.187,00$

= Rp 456.383.326,38

▪ Buruh Asing = Rp 85.720.626,49

▪ Buruh Lokal = Rp 370.662.699,89

Total biaya instalansi = Rp 1.045.712.633,51

### 4. Biaya Pemipaan

Material (36%. PEC) =  $0,36 \times \text{Rp } 5.283.569.187,00$

= Rp 1.928.714.096,05

Buruh (30% PEC) =  $0,3 \times \text{Rp } 5.283.569.187,00$

= Rp 427.859.368,49

▪ Buruh Asing = Rp 80.363.087,34

▪ Buruh Lokal = Rp 347.496.281,15

Total biaya pemipaan = Rp 2.356.573.464,53

### 5. Biaya Instrumentasi

Material (12%. PEC) =  $0,12 \times \text{Rp } 5.283.569.187,00$

= Rp 642.904.698,69

Buruh (3% PEC) =  $0,03 \times \text{Rp } 5.283.569.187,00$

= Rp 42.785.936,85

▪ Buruh Asing = Rp 8.036.308,73

▪ Buruh Lokal = Rp 34.749.628,11

Total biaya Instrumentasi = Rp 685.690.635,53

### 6. Biaya Isolasi

Material (3%. PEC) =  $0,03 \times \text{Rp } 5.283.569.187,00$

= Rp 160.726.174,67

Buruh (5% PEC) =  $0,05 \times \text{Rp } 5.283.569.187,00$

= Rp 71.309.894,75

▪ Buruh Asing = Rp 13.393.847,89

▪ Buruh Lokal = Rp 57.916.046,86

Total biaya pemipaan = Rp 232.036.069,42



### 7. Listrik

$$\begin{aligned} \text{Biaya listrik (10\% PEC)} &= 0,10 \times \text{Rp } 5.283.569.187,00 \\ &= \text{Rp } 528.356.918,70 \end{aligned}$$

### 8. Bangunan

$$\begin{aligned} \text{Luas bangunan} &= 8.680 \text{ m}^2 \\ \text{Harga bangunan} &= \text{Rp } 2.000.000,00 / \text{m}^2 \\ \text{Total biaya bangunan} &= \text{Rp } 17.360.000.000,00 \end{aligned}$$

### 9. Tanah

$$\begin{aligned} \text{Luas tanah} &= 158.420 \text{ m}^2 \\ \text{Harga tanah} &= \text{Rp } 1.500.000,00 / \text{m}^2 \\ \text{Total harga tanah} &= \text{Rp } 273.274.500.000,00 \end{aligned}$$

Rekap total harga PPC diperlihatkan pada Tabel 4.22 berikut :

Tabel 4.22 *Physical Plant Cost*

No	Komponen	Harga
1	Harga alat	Rp 5.283.569.187,00
2	Biaya pengangkutan	Rp 6.696.923.944,62
3	Biaya pemasangan	Rp 1.045.712.633,51
4	Biaya pemipaan	Rp 2.356.573.464,53
5	Biaya instrumentasi	Rp 685.690.635,53

Lanjutan Tabel 4.22 *Physical Plant Cost*

6	Biaya listrik	Rp	528.356.918,70
7	Biaya isolasi	Rp	232.036.069,42
8	Biaya bangunan	Rp	17.360.000.000,00
9	Biaya tanah	Rp	273.274.500.000,00
<b>Physical Plant Cost (PPC)</b>		<b>Rp</b>	<b>296.072.847.474,24</b>

#### 10. *Engineering dan Construction*

Untuk PPC antara US\$ 1000,000 - US\$ 5000,000, *Engineering and Construction* 25 % PPC :

$$= 0,25 \times \text{Rp } 296.072.847.474,24$$

$$= \text{Rp } 74.018.211.868,56$$

#### *Direct Plant Cost (DPC)*

*Direct Plant Cost (DPC)* = PPC + Biaya *engineering dan construction*

$$= \text{Rp } 296.072.847.474,24 + \text{Rp } 74.018.211.868,56$$

$$= \text{Rp } 390.009.589.235,54$$

#### *Indirect Plant Cost (IPC)*

#### 11. *Contractor Fee (4 % DPC)*

*Contractor's fee* = 0,04 x Rp 390.009.589.235,54

$$= \text{Rp } 15.600.383.569,00$$

## 12. *Contingency (10 % DPC)*

$$\begin{aligned} \text{Contingency} &= 0,1 \times \text{Rp } 390.009.589.235,00 \\ &= \text{Rp } 39.000.958.924,00 \end{aligned}$$

Anggaran dana yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas produksi ditabulasikan pada Tabel 4.23.

Tabel 4.23 *Fixed Capital Investment (FCI)*

No	Komponen	Harga
1	<i>Direct Plant Cost (DPC)</i>	Rp 390.009.589.235,54
2	<i>Contractors fee (10%.DPC)</i>	Rp 15.600.383.569,00
3	<i>Contingency (10%.DPC)</i>	Rp 39.000.958.924,00
	<b>Total</b>	<b>Rp 444.610.931.729,00</b>

## *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

### 1. Bahan Baku dan Produk :

#### Bahan Baku

##### a. Asam Salisilat

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 5.111.097,542 \text{ kg/th} \\ \text{Harga} &= \text{Rp } 105.456,00 / \text{kg} \times 5.111.097,542 \text{ kg/th} \\ &= \text{Rp } 538.995.902.441,00 \end{aligned}$$

##### b. Asetat Anhidrida

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 3.777,816 \text{ ton/th} \\ \text{Harga} &= \text{Rp } 6.591.000,00 / \text{ton} \times 3.777,816 \text{ ton/th} \\ &= \text{Rp } 24.899.585.360,00 \end{aligned}$$

**Produk**

## c. Aspirin (Asam Asetilsalisilat)

$$\text{Harga} = \text{Rp } 158.184,00 / \text{kg}$$

$$\text{Produksi} = 6.000.000 \text{ kg/th}$$

$$\begin{aligned} \text{Annual Penjualan} &= \text{Rp } 158.184,00 / \text{kg} \times 6.000.000 \text{ kg/th} \\ &= \text{Rp } 948.626.980.329,00 / \text{th} \end{aligned}$$

## d. Asam Asetat

$$\text{Harga} = \text{Rp } 11.863.800,00 / \text{ton}$$

$$\text{Produksi} = 1818.091 \text{ ton/th}$$

$$\begin{aligned} \text{Annual Penjualan} &= \text{Rp } 11.863.800,00 / \text{ton} \times 1818.091 \text{ ton/th} \\ &= \text{Rp } 21.569.473.225,00 / \text{th} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Raw Material} &= \text{Rp } 538.995.902.441,00 + \text{Rp } 24.899.585.360,00 \\ &= \text{Rp } 563.895.487.802,00 / \text{th} \end{aligned}$$

**2. Gaji karyawan**

Pembagian jumlah gaji karyawan sebagaimana telah ditabulasikan pada Tabel 4.18 diatas.

$$\text{Total Gaji karyawan per tahun} = \text{Rp } 12.054.000.000,00$$

**3. Supervision (10% Gaji karyawan)**

$$\begin{aligned} \text{Supervision} &= 0,1 \times \text{Rp } 12.054.000.000,00 \\ &= \text{Rp } 1.205.400.000,00 \end{aligned}$$

**4. Maintenance (7 % Gaji Karyawan)**

$$\begin{aligned} \text{Maintenance} &= 0,02 \times \text{Rp } 12.054.000.000,00 \\ &= \text{Rp } 843.780.000,00 \end{aligned}$$

**5. Plant Suplies (15% Maintenance)**

$$\begin{aligned} \text{Plant Suplies} &= 0,15 \times \text{Rp } 843.780.000,00 \\ &= \text{Rp } 126.567.000,00 \end{aligned}$$

**6. Royalty dan Pattent (1 % Penjualan)**

$$\begin{aligned} \text{Royalty dan Pattent} &= 0,01 \times \text{Rp } 970.196.453.555,00 / \text{th} \\ &= \text{Rp } 9.701.964.535,00 \end{aligned}$$

**7. Utilitas**

$$\text{Total biaya kebutuhan bahan untuk Utilitas} = \text{Rp } 10.369.357.091,00$$

Total biaya yang diperlukan untuk pembuatan produk yang berkaitan langsung dengan produk ditabulasikan pada Tabel 4.24.

Tabel 4.24 *Direct Manufacturing Cost (DMC)*

No	Komponen	Harga
1	<i>Raw Material</i>	Rp 563.895.487.802,00
2	<i>Labor</i>	Rp 12.054.000.000,00
3	<i>Supervisor</i>	Rp 1.205.400.000,00
4	<i>Maintenance</i>	Rp 843.780.000,00
5	<i>Plant Suplies</i>	Rp 126.567.000,00
6	<i>Royalty and Patent</i>	Rp 9.701.964.535,00
7	Bahan utilitas	Rp 10.369.357.091,00
	<b>Total</b>	<b>Rp 598.196.556.429,00</b>

***Indirect Manufacturing Cost*****1. Payroll Overhead (20% Gaji karyawan)**

$$\begin{aligned} \text{Payroll Overhead} &= 0,2 \times \text{Rp } 12.054.000.000,00 \\ &= \text{Rp } 2.410.800.000,00 \end{aligned}$$

**2. Laboratorium (20% Gaji karyawan)**

$$\begin{aligned} \text{Laboratory} &= 0,2 \times \text{Rp } 12.054.000.000,00 \\ &= \text{Rp } 2.410.800.000,00 \end{aligned}$$

**3. Plant Overhead (70% Gaji karyawan)**

$$\begin{aligned} \text{Plant Overhead} &= 0,7 \times \text{Rp } 12.054.000.000,00 \\ &= \text{Rp } 8.437.800.000,00 \end{aligned}$$

#### 4. *Packaging and Shipping (5% Sales Price)*

$$\begin{aligned} \text{Packaging and Shipping} &= 0,05 \times \text{Rp } 970.196.453.555,00 \\ &= \text{Rp } 1.078.473.661,00 \end{aligned}$$

Total biaya tidak langsung yang diperlukan untuk pembuatan produk ditabulasikan pada Tabel 4.25.

Tabel 4.25 *Indirect Manufacturing Cost (IMC)*

No	Komponen	Harga
1	<i>Payroll Overhead</i>	Rp 2.410.800.000,00
2	<i>Laboratory</i>	Rp 2.410.800.000,00
3	<i>Plant Overhead</i>	Rp 8.437.800.000,00
4	<i>Packaging n Shipping</i>	Rp 1.078.473.661,00
	<b>Total IMC</b>	<b>Rp 14.337.873.661,00</b>

#### *Fixed Manufacturing Cost*

##### 1. *Depresiasi (10 % FCI)*

$$\begin{aligned} \text{Depresiasi} &= 0,1 \times \text{Rp } 401.804.652.048,00 \\ &= \text{Rp } 40.180.465.204,00 \end{aligned}$$

##### 2. *Property Tax (2% FCI)*

$$\begin{aligned} \text{Property Tax} &= 0,02 \times \text{Rp } 401.804.652.048,00 \\ &= \text{Rp } 8.036.093.040,00 \end{aligned}$$

### 3. Asuransi (1% FCI)

$$\begin{aligned} \text{Asuransi} &= 0,01 \times \text{Rp } 401.804.652.048,00 \\ &= \text{Rp } 4.018.046.520,00 \end{aligned}$$

Total biaya yang harus dikeluarkan oleh pabrik berkaitan dengan produk meskipun pabrik tidak beroperasi ditabulasikan pada Tabel 4.26.

Tabel 4.26 *Fixed Manufacturing Cost (FMC)*

No.	Komponen	Harga
1.	Depresiasi	Rp 40.180.465.204,00
2.	<i>Propertay tax</i>	Rp 8.036.093.040,00
3.	Asuransi	Rp 4.018.046.520,00
	<b>Total</b>	<b>Rp 52.234.604.766,00</b>

Total biaya yang diperlukan pabrik untuk membuat produk ditabulasikan sebagaimana pada Tabel 4.27.

Tabel 4.27 *Total Manufacturing Cost (MC)*

No.	Komponen	Harga (Rp)
1.	<i>Direct Manufacturing Cost</i>	Rp 598.196.556.429,00
2.	<i>Indirect Manufacturing Cost</i>	Rp 14.337.873.661,00
3.	<i>Fixed Manufacturing Cost</i>	Rp 52.234.604.766,00
	<b>Total</b>	<b>Rp 664.769.034.856,00</b>



Total biaya yang diperlukan untuk pengoperasian pabrik Aspirin ditabulasikan pada Tabel 4.28.

Tabel 4.28 *Working Capital (WC)*

No.	Komponen	Harga
1.	<i>Raw Material Inventory</i>	Rp 46.991.290.650,00
2.	<i>Product Inventory</i>	Rp 55.397.419.571,00
3.	<i>Extended credit</i>	Rp 80.849.704.462,00
4.	<i>Available cash</i>	Rp 55.397.419.571,00
	<b>Total</b>	<b>Rp 238.635.834.255,00</b>

### **General Expense**

#### **1. Administrasi (5% MC)**

Administrasi = 0,05 x Rp 664.769.034.856,00  
= Rp 33.238.451.742,00

#### **2. Penjualan (12% MC)**

Penjualan = 0,12 x Rp 664.769.034.856,00  
= Rp 79.772.284.182,00

#### **3. Research (5% MC)**

Research = 0,5 x Rp 664.769.034.856,00  
= Rp 33.328.451.742,00

#### 4. Finance (4% WCI+FCI)

$$\begin{aligned} \text{Finance} &= 0,04 \times (\text{Rp } 238.635.834.255,00 + \text{Rp } 401.804.652.048,00) \\ &= \text{Rp } 25.617.619.452,00 \end{aligned}$$

Total biaya yang harus dikeluarkan yang tidak bersangkutan dengan proses produksi oleh pabrik ditabulasikan pada Tabel 4.29.

Tabel 4.29 *General Expense (GE)*

No.	Komponen	Harga
1.	Administrasi	Rp 33.238.451.742,00
2.	<i>Sales expense</i>	Rp 79.772.284.182,00
3.	<i>Research</i>	Rp 33.328.451.742,00
4.	<i>Finance</i>	Rp 33.328.451.742,00
	<b>Total</b>	<b>Rp 171.866.807.120,00</b>

Total biaya yang harus dikeluarkan oleh pabrik dalam memproduksi produk ditabulasikan pada Tabel 4.30.

Tabel 4.30 Total biaya produksi

No.	Komponen	Harga
1.	<i>Manufacturing Cost</i>	Rp 664.769.034.856,00
2.	<i>General Expense</i>	Rp 171.866.807.120,00
	<b>Total</b>	<b>Rp 836.635.841.977,00</b>

Biaya tetap tahunan pada produksi maksimum atau *Fixed Cost* pabrik ditabulasikan pada Tabel 4.31.

Tabel 4.31 *Fixed cost (Fa)*

No.	Komponen	Harga
1.	Depresiasi	Rp 40.180.465.204,00
2.	<i>Propertay tax</i>	Rp 8.036.093.040,00
3.	Asuransi	Rp 4.018.046.520,00
	<b>Total</b>	<b>Rp 52.234.604.766,00</b>

Biaya variabel tahunan pada produksi maksimum atau *Variable Cost* (Va) ditabulasikan pada Tabel 4.32.

Tabel 4.32 *Variable cost (Va)*

No	Komponen	Harga
1	<i>Raw Material</i>	Rp 563.895.487.802,00
2	<i>Packing n Shipping</i>	Rp 1.078.473.661,00
3	Utilitas	Rp 10.369.357.091,00
4	<i>Royalties &amp; patents</i>	Rp 9.701.964.535,00
	<b>Total Va</b>	<b>Rp 585.045.283.090,00</b>

Biaya regular tahunan pada produksi maksimum atau *Regulated Cost* (Ra) ditabulasikan pada Tabel 4.33.

Tabel 4.33 *Regulated cost (Ra)*

No.	Komponen	Harga
1	Gaji karyawan	Rp 12.054.000.000,00
2	<i>Payroll overhead</i>	Rp 2.410.800.000,00
3	<i>Plant overhead</i>	Rp 8.437.800.000,00
4	Supervisi	Rp 1.205.400.000,00
5	<i>Laboratorium</i>	Rp 2.410.800.000,00
6	<i>Maintenance</i>	Rp 843.780.000,00
7	<i>General expense</i>	Rp 171.866.807.120,00
8	<i>Plant supplies</i>	Rp 126.567.000,00
	<b>Total</b>	<b>Rp 199.355.954.121,00</b>

#### 4.9.6 Analisa Keuntungan

##### 1. Keuntungan Sebelum Pajak

Harga Jual = Rp 970.196.453.555,00

Total Biaya = Rp 836.635.841.977,00

Keuntungan = Rp 970.196.453.555,00 - Rp 836.635.841.977,00

= Rp 133.560.611.578,00

## 2. Keuntungan Sesudah Pajak

$$\begin{aligned} \text{Pajak (50\% keuntungan)} &= 0,5 \times \text{Rp } 133.560.611.578,00 \\ &= \text{Rp } 66.780.305.789,00 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan sesudah pajak} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{pajak} \\ &= \text{Rp } 133.560.611.578,00 - \text{Rp } 66.780.305.789,00 \\ &= \text{Rp } 66.780.305.789,00 \end{aligned}$$

### 4.9.7 Hasil Kelayakan Ekonomi

#### 4.9.7.1 *Percent Return On Investment (ROI)*

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

$$ROI_a \text{ sebelum pajak} = 33 \%$$

$$ROI_b \text{ sesudah pajak} = 17 \%$$

$$\text{Batasan} = \textit{Minimum low risk}, ROI_b = 11 \%$$

$$\text{Kesimpulan} = \text{Pabrik memenuhi syarat}$$

#### 4.9.7.2 *Pay Out Time (POT)*

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

$$POT_a \text{ sebelum pajak} = 2,31 \text{ tahun}$$

$$POT_b \text{ sesudah pajak} = 3,76 \text{ tahun}$$

$$\text{Batasan} = \textit{Maximum Low Risk}, POT_b = 5 \text{ tahun}$$

$$\text{Kesimpulan} = \text{Pabrik memenuhi syarat}$$

#### 4.9.7.3 Break Even Point (BEP)

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

$$\text{BEP} = 45,62 \%$$

#### 4.9.7.4 Shut Down Point (SDP)

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

$$\text{SDP} = 24,35 \%$$

#### 4.9.7.5 Discounted Cash Flow Rate (DCFR)

Umur pabrik = 10 tahun

*Fixed Capital Investment* = Rp 401.804.652.048,00

*Working Capital* = Rp 238.635.834.255,00

*Salvage Value (SV)* = Rp 60.270.697.807,20

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

CF = Rp 132.578.390.446,00

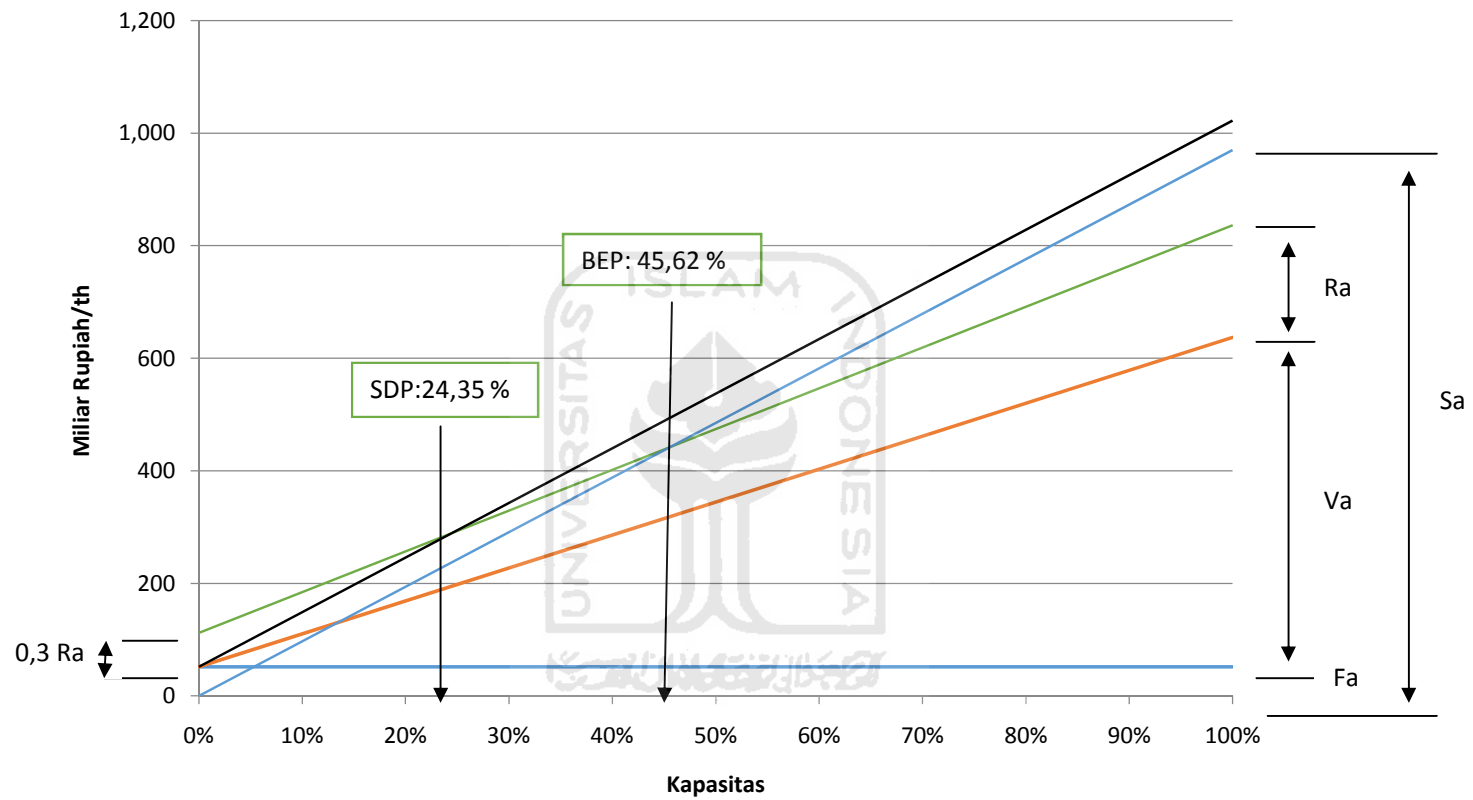
*Discounted cash flow* dihitung secara *trial & error*

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

$$R = S$$

Dengan *trial & error* diperoleh nilai  $i = 18,30$

Grafik penentuan BEP dan SDP diperlihatkan pada Gambar 4.7.



Gambar 4.7 Hubungan BEP dengan % kapasitas produksi vs Biaya produksi/tahun Perancangan Pabrik Apirin

## **BAB V**

### **PENUTUP**

#### **5.1 Kesimpulan**

Pabrik Aspirin (Asam Asetilsalisilat) dari Asam Salisilat dan Asetat Anhidrida dengan kapasitas 6.000 ton/tahun, dapat digolongkan sebagai pabrik beresiko rendah karena berdasarkan tinjauan proses, kondisi operasi, sifat-sifat bahan baku dan produk, ketersediaan air dan listrik, tenaga kerja, serta lokasi pabrik, maka pabrik Aspirin dari Asam Salisilat dan Asetat Anhidrida ini tergolong pabrik beresiko rendah.

Berdasarkan hasil analisis ekonomi dari Pabrik Aspirin (Asam Asetilsalisilat) adalah sebagai berikut :

1) Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak Rp 133.560.611.578,00 /tahun, dan keuntungan setelah pajak (50%) sebesar Rp 66.780.305.789,00 /tahun.

2) *Return On Investment* (ROI) :

Presentase ROI sebelum pajak sebesar 33%, dan ROI setelah pajak sebesar 17%. Syarat ROI sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah minimum adalah 11% (Aries & Newton, 1955).



3) *Pay Out Time* (POT) :

POT sebelum pajak selama 2,31 tahun dan POT setelah pajak selama 3,76 tahun. Syarat POT sebelum pajak untuk pabrik kimia dengan resiko rendah maksimum adalah 5 tahun (Aries & Newton, 1955).

4) *Break Event Point* (BEP) pada 45,62 % dan *Shut Down Point* (SDP) pada 24,35 %. BEP untuk pabrik kimia pada umumnya adalah 40–60% dan  $SDP < BEP$ .

5) *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR) sebesar 18,30 %. Standar DCFR adalah 1,5 x bunga bank. Bunga bank saat ini maksimal adalah 10% dari investasi.  $10\% \times 1,5 = 15\%$  ,  $DCFR >$  bunga bank.

Berdasarkan hasil analisis ekonomi tersebut dapat disimpulkan bahwa pabrik Aspirin dari Asam Salisilat dan Asetat Anhidrida dengan kapasitas 6.000 ton/tahun layak untuk didirikan dan menarik untuk dikaji lebih lanjut.

## 5.2 Saran

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

1. Optimasi pemilihan seperti alat proses atau alat penunjang dan bahan baku perlu diperhatikan sehingga akan lebih mengoptimalkan keuntungan yang diperoleh.

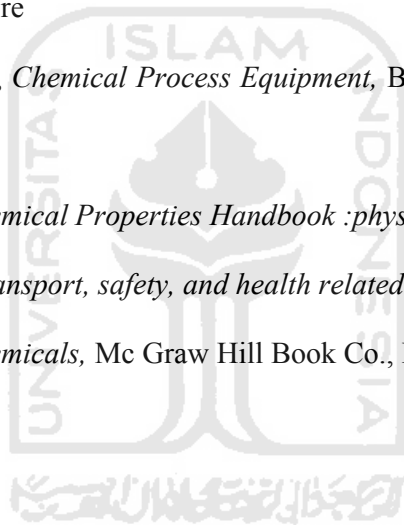
2. Perancangan pabrik kimia tidak lepas dari produksi limbah, sehingga diharapkan berkembangnya pabrik - pabrik kimia yang lebih ramah lingkungan.
3. Produk Aspirin dapat direalisasikan sebagai sarana untuk memenuhi kebutuhan di masa mendatang yang jumlahnya semakin meningkat.



## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R.S., and Newton, R.D., 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, Mc Graw Hill Handbook Co., Inc., New York
- Biro Pusat Statistik, 2007-2014, “*Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia*”, Indonesia foreign, Trade Statistic Import, Yogyakarta
- Brown, G.G., Donal Katz, Foust, A.S., and Schneidewind, R., 1978, *Unit Operation*, Modern Asia Edition, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Brownell, L.E., and Young, E.H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley and Sons, Inc., New York
- Coulson, J.M., and Richardson, J.F., 1983, *Chemical Engineering*, Vol 1 \$ 6, Pergamon Internasional Library, New York
- Hoffman, Felix, 1900, *Acetyl Salicylic Acid*, US patent 644.077, United States
- Kamlet, Jonas, 1954, *Process for The Manufacture of Acetylsalicylic Acid*, US Patent 2,731,492, United States
- Kern, D.Q., 1983, *Process Heat Transfer*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Lide, David R., 2004, *Handbook of Chemistry and Physics*, 84<sup>th</sup> ed, CRC Press, United States of America
- Mc Cabe, Smith, J.C., and Harriot, 1985, *Unit Operation of Chemical Engineering*, 4<sup>th</sup> ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Perry, R.H., and Green, D.W., 1986, *Perry's Chemical Engineer's Handbook*, 6<sup>th</sup> ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York

- Peters, M.S., and Timmerhaus, K.D., 1980, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 3<sup>rd</sup> ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York
- Rase, Howard F., 1977, *Chemical Reactor Design for Process Plant*, John Wiley & Sons Inc, New York
- Stoesser, Wesley C., and Surine, William R., 1961, *Process for The Production of Aspirin*, US patent 2,987,539, United States
- Treyball, Robert E., 1981, *Mass-Transfer Operations*, 3<sup>rd</sup> ed., Mc Graw Hill Book Co., Inc., Singapore
- Walas, Stanley M., 1990, *Chemical Process Equipment*, Butterworth-Heinemann, Washington
- Yaws, Carl L., 1999, *Chemical Properties Handbook :physical, thermodynamics, environmental, transport, safety, and health related properties for organic and inorganic chemicals*, Mc Graw Hill Book Co., Inc., New York



## LAMPIRAN A

### REAKTOR

Tugas : Tempat berlangsungnya reaksi esterifikasi antara Asam Salisilat dan Asetat Anhidrida menjadi Aspirin dan Asam Asetat.

Alat : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk

Alasan pemilihan:

1. Terdapat pengaduk sehingga suhu dan komposisi campuran adalah reaktor yang harus selalu homogen bisa terpenuhi.
2. Fase reaktan adalah cair sehingga memungkinkan penggunaan RATB.
3. Pengontrolan suhu mudah, sehingga kondisi operasi yang isothermal bisa dipenuhi.
4. Mudah dalam melakukan pengontrolan secara otomatis sehingga produk lebih konsisten dan biaya operasi lebih rendah.

Tujuan perancangan:

1. Menghitung neraca massa
2. Menghitung neraca panas
3. Perancangan reaktor

Kondisi operasi :

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

$$T = 90^{\circ}\text{C}$$

DATA :

Raw material:

Asam salisilat ( $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$ ):

- a. Asam Salisilat : 100% berat

Asetat Anhidrida ( $(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$ ) :

- a. Asetat Anhidrida : 99% berat  
 b. Asam Asetat : 1% berat

Spesifikasi produk Aspirin yang diinginkan ( $\text{H}_3\text{CCOOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$ ) = 99,5%

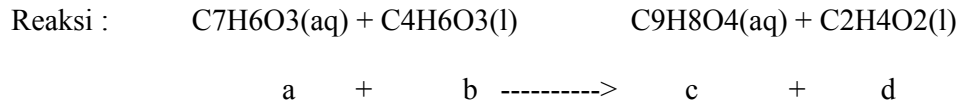
Konversi atas dasar Asam Salsilat ( $\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$ ) = 90%

*Reactant ratio* =  $(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O} : \text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH} : \text{CH}_3\text{COOH} = 1 : 1 : 1$

Sifat Komponen yang Terlibat

Komponen	BM	Tbp (°C)	Tmp (°C)
$\text{HOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$	138,12	211	159
$(\text{CH}_3\text{CO})_2\text{O}$	102,09	139,6	-73
$\text{H}_3\text{CCOOC}_6\text{H}_4\text{COOH}$	180,15	140,0	135
$\text{CH}_3\text{COOH}$	60,05	118,1	16,7

### A. Kinetika Reaksi



Persamaan Laju Reaksi

Reaksi dianggap berorder 1 masing-masing terhadap a dan b

$$(-r_a) = k \cdot C_a \cdot C_b$$

Dengan :  $(-r_a)$  = laju reaksi  $C_9H_8O_4$ ,  $\text{kmol/m}^3 \cdot \text{jam}$

$k$  = konstanta laju reaksi,  $\text{m}^3/\text{kmol} \cdot \text{jam}$

$C_a$  = konsentrasi  $C_7H_6O_3$ ,  $\text{kmol/m}^3$

$C_b$  = konsentrasi  $C_4H_6O_3$ ,  $\text{kmol/m}^3$

Berdasarkan referensi disebutkan :

1. Konversi sebesar  $X_a = 0,9$
2. Reaksi berlangsung dalam reaktor alir tangki berpengaduk
3. Waktu reaksi yang dibutuhkan = 120 menit

Penurunan matematis kinetika reaksi

$$-\frac{dC_a}{dt} = k C_a C_b$$

Dengan :  $C_a = C_{a0} (1 - X_a)$   $dC_a = -C_{a0} dX_a$

$C_b = C_{a0} (M - X_a)$   $M = C_{b0} / C_{a0}$

Sehingga :

$$C_{a0} \frac{dX_a}{dt} = k C_{a0}^2 (1 - X_a)(M - X_a)$$

$$k = \frac{1}{t C_{a0}} \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(1 - X_a)(M - X_a)}$$

$$k = \frac{1}{tC_{a0}(M-1)} \left( \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(1-X_a)} - \int_0^{X_a} \frac{dX_a}{(M-X_a)} \right)$$

$$k = \frac{1}{tC_{a0}(M-1)} \left( -\ln(1-X_a) \Big|_0^{X_a} + \ln(M-X_a) \Big|_0^{X_a} \right)$$

$$k = \frac{1}{tC_{a0}(M-1)} \ln \left( \frac{M-X_a}{M(1-X_a)} \right)$$

Menghitung konsentrasi awal a (Ca0) :

Komponen	BM (kg/kmol)	rho (kg/m <sup>3</sup> )	Fm (kmol/jam)	Fw (kg/jam)	Fv (m <sup>3</sup> /jam)
C7H6O3	138,12	1439,901	4,6723	645,3405	0,4482
C4H6O3	102,09	1105,4177	4,6723	476,9969	0,4315
C2H4O2	60	1079,8638	0,5143	30,8888	0,0286
C9H8O4	180,16	1179,1	0,019	3,4245	0,0024
			9,8780	1156,6509	0,9107

Sehingga :  $Ca_0 = 5,1302 \text{ kmol/m}^3$

$$M = C_{b0} / C_{a0} = F_{a0} / F_{b0} = 1,35$$

Menghitung konstanta laju reaksi

Diketahui :  $t_{\text{reaksi}} = 120 \text{ menit} = 2 \text{ jam}$

$$X_a = 0,9$$



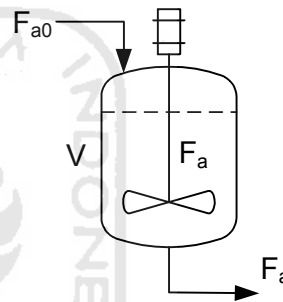
Dengan memasukan data-data ke dalam persamaan maka diperoleh konstanta laju reaksi :

$$k = 0.33367 \quad \text{m}^3/\text{kmol.jam}$$

## B. Perancangan Reaktor

Model Matematis Perancangan Reaktor

- Asumsi :
1. Isothermal
  2. Pengadukan sempurna
  3. Laju alir volumetrik tetap
  4. Steady state



### Neraca Massa A

Laju A masuk - Laju A keluar - Laju reaksi A = Laju Akumulasi

$$F_{a0} - F_a - (-r_a)V = 0$$

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

$$k C_{a0}^2 (1 - X_a) (M - X_a) V = F_v C_{a0} X_a$$

$$V / F_v = t = X_a / (k C_{a0} (1 - X_a) (M - X_a))$$

Dengan :  $M = C_{b0} / C_{a0} = 1,35$

Dirancang :  $X_a = 0,9$

$$F_V \cdot C_{A0} - F_V \cdot C_A - (-r_A) V = 0 \dots\dots\dots \text{pers 1}$$

$$C_{A0} - C_A = \left[ \frac{V}{F_V} \cdot (-r_A) \right]$$

$$\frac{V}{F_V} = \theta = \frac{C_{A0} - C_A}{-r_A}$$

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A)$$

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

$$-r_A = k C_{A0} (1 - X_A) (C_{B0} - C_{A0} - X_A)$$

$$-r_A = k C_{A0} (1 - X_A) C_{A0} (C_{B0}/C_{A0} - X_A)$$

$$-r_A = k C_{A0}^2 (1 - X_A) (M - X_A) \dots\dots\dots \text{pers 2}$$

Dimana,

$$\frac{V}{F_V} = \theta$$

$$\theta = \frac{C_{A0} - C_A}{-r_A}$$

$$\theta = \frac{C_{A0}(1 - X_{A0}) - C_{A0}(1 - X_A)}{-r_A}$$

$$\theta = \frac{C_{A0} - C_{A0} \cdot X_{A0} - C_{A0} + C_{A0} \cdot X_A}{-r_A}$$

$$\theta = \frac{C_{A0} \cdot X_A - C_{A0} \cdot X_{A0}}{-r_A}$$

$$\theta = \frac{C_{A0} \cdot (X_A - X_{A0})}{-r_A}$$

$$\theta = \frac{C_{A0} \cdot (X_A - X_{A0})}{k C_{A0}^2 (1 - X_A) (M - X_A)}$$

$$V = \theta \cdot F_V$$

$$V = F_V \frac{(X_A - X_{A0})}{kC_{a0}(1 - X_a)(M - X_a)} \dots\dots\dots \text{pers 3}$$

$$V = \frac{F_V \cdot (X_A - X_{A0})}{kC_{a0}(1 - X_a)(M - X_a)}$$

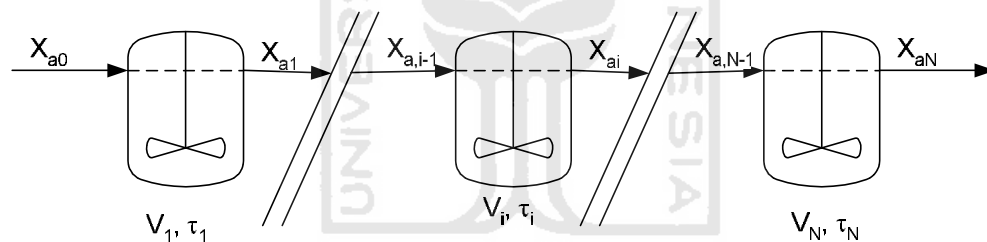
Maka kemudian didapat volume reaktor = 10,5719 m<sup>3</sup>

### Optimasi jumlah reaktor

Dirancang besarnya volume reaktor dan waktu tinggal sama

$$V_1 = V_2 = V_i = V_N = V$$

$$t_1 = t_2 = t_i = t_N = t$$



Sehingga untuk N buah reaktor

$$\tau = \frac{X_{a1}}{kC_{a0}(1 - X_{a1})(M - X_{a1})} = \frac{X_{a2} - X_{a1}}{kC_{a0}(1 - X_{a2})(M - X_{a2})} = \dots = \frac{X_{a,N} - X_{a,N-1}}{kC_{a0}(1 - X_{a,N})(M - X_{a,N})}$$

Alogaritma perhitungan optimasi reaktor :

1. Menentukan jumlah reaktor (N) buah
2. Trial konversi (Xa1 sampai Xa,N-1)
3. Menghitung t1 sampai tN
4. Jika t1 ~ t2 ~ ... ~tN , maka perhitungan sudah benar, jika tidak maka ulangi perhitungan dari no.2

5. Hitung volume tiap reaktor
6. Hitung volume total reaktor
7. Hitung harga relatif reaktor

Harga relative reactor diambil sebagai dasat optimasi yang dihitung dengan six-tenth rules.

Penentuan harga relative reactor :

Jika untuk 1 buah reactor yang mempunya I volume  $V_1$  harganya  $C_1$ , maka untuk N buah reactor

$$C_N = NC_1 \left( \frac{V_{N,i}}{V_1} \right)^{0.6}$$

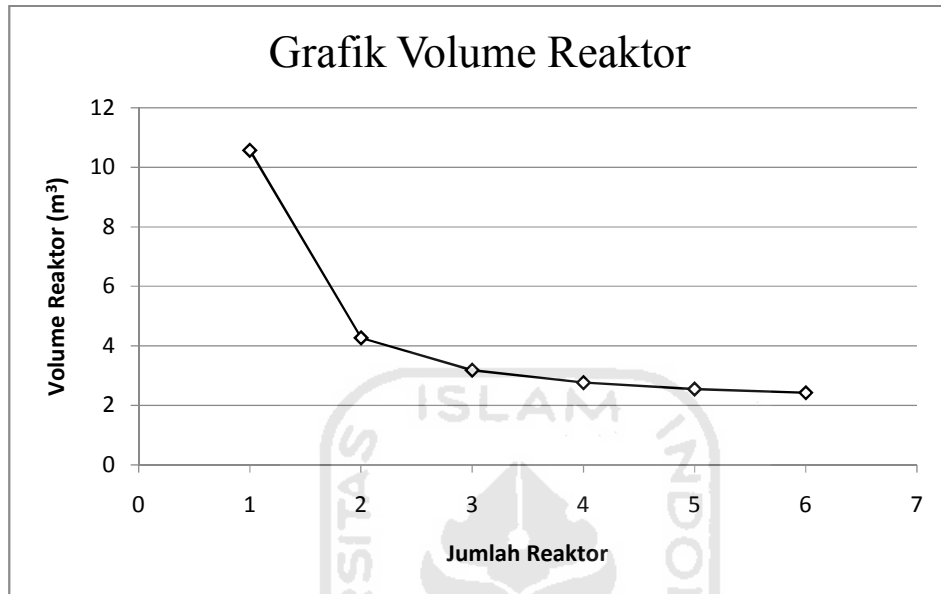
Maka harga relative N buah reactor dengan volume masing-masing  $V_i$  adalah =

$$C_{N,relatif} = \frac{C_N}{C_1} = N \left( \frac{V_{N,i}}{V_1} \right)^{0.6}$$

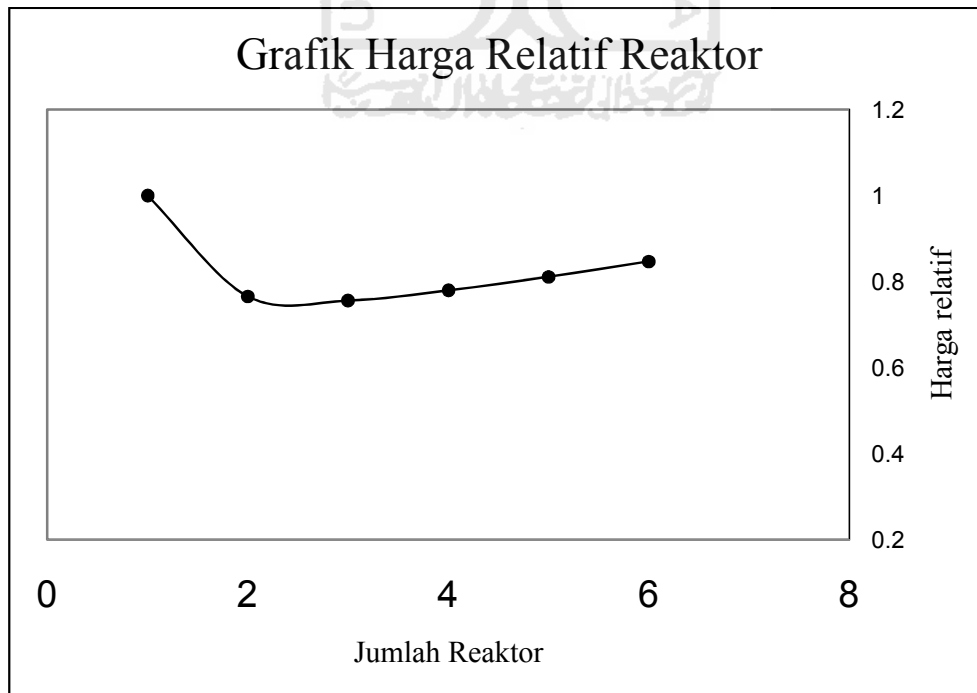
Maka kemudian didapatkan hasil optimasi sebagai berikut :

Jumlah Reaktor	Volum (m <sup>3</sup> )	Harga relatif
1	10.57193346	1
2	4.271370842	0.766054579
3	3.188499729	0.755975429
4	2.770764726	0.779634652
5	2.55291947	0.811554366
6	2.429162767	0.847308995

Maka kemudian hasil perhitungan dibuat grafik volume dan grafik harga reaktif reaktor. Untuk grafik volume reaktor adalah sebagai berikut :



Sedangkan grafik harga relatif reaktor adalah sebagai berikut:



Dari hasil optimasi, jumlah optimal dari reaktor adalah 3 buah. Dikareknakan harga yang tidak terlalu jauh dan volume desain reator untuk satu buah masih dapat ditolerir maka pada perancangan ini digunakan satu buah reaktor.

### C. Dimensi Reaktor

Diameter dan Tinggi Reaktor Menurut Peters dan Timmerhaus (1980), overdesign yang direkomendasikan untuk "Continuous Reactor" adalah 20 %. Jadi volume masing-masing reaktor adalah :

$$V = 1,2V_i = 12,6863 \text{ m}^3$$

Dirancang :  $D = H$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H = \frac{\pi}{4} D^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{4V}{\pi}}$$

$$H = D = 2,5283 \text{ m}$$

Dipilih : Bahan konstruksi Stainless Steel SA 167 tipe 316

Spesifikasi : Max.Allowable Stress,  $f = 17900 \text{ psia}$

Efisiensi sambungan,  $E = 0,85$

Corrosion Allowance,  $C = 0,125 \text{ in}$

Tekanan Perancangan

$$P_d = 1,2P_{\text{operasi}} = 1,2 \text{ atm} = 17,64 \text{ psia}$$

Tebal Shell :

$$t_s = \frac{P_d r_i}{fE - 0.6P_d} + C$$

Diketahui :  $r_i = ID/2 = 1,2641 \text{ m}$   
 $= 49,7689 \text{ in}$

Diperoleh :  $t_s = 0,1827 \text{ in}$

Dipilih : Ukuran standar,  $t_s = 0,25 \text{ in (1/4 in)}$   
 $= 0,00635 \text{ m}$

Tebal Head :

Jenis : Torispherical Dished Head

Spesifikasi :  $r = ID = 2,5283 \text{ m}$   
 $= 99,5379 \text{ in}$

$$t_h = \frac{0.885P_d r}{fE - 0.1P_d} + C$$

Diperoleh :  $t_h = 0,2271 \text{ in}$

Dipilih : Ukuran standar,  $t_h = 0,3125 \text{ in (5/16 in)}$   
 $= 0,0079375 \text{ m}$

Menentukan jarak puncak dengan straight flange (Tinggi Head)

Dipilih :  $sf = 2 \text{ in}$

$icr = 6\%ID = 5,9723 \text{ in}$

$$a = ID/2 = 49,7689 \text{ in}$$

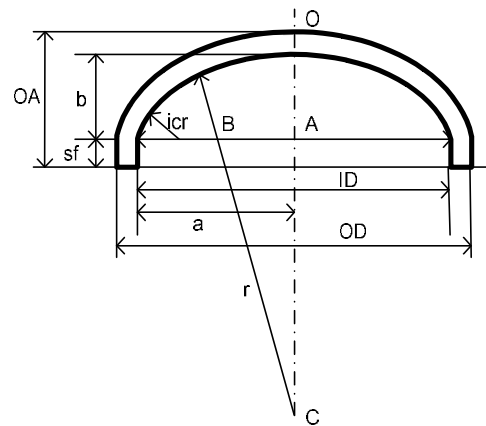
$$AB = a - icr = 43,7966 \text{ in}$$

$$BC = r - icr = 93,5656 \text{ in}$$

$$AC = (BC^2 - AB^2)^{0.5} = 82,6824 \text{ in}$$

$$b = r - AC = 16,8555 \text{ in}$$

$$OA = b + sf + th = 19,1680 \text{ in}$$



Sehingga diperoleh tinggi head = 15.33205708 in

$$= 0,4869 \text{ m}$$

Menghitung Volume Head :

$$V_{head} = 0.000049ID^3 + \frac{\pi}{4} \left( \frac{ID}{12} \right)^2 \left( \frac{sf}{12} \right)$$

$$V_{head} = 57,3256 \text{ ft}^3 = 1,6233 \text{ m}^3$$

**Menghitung Tinggi Larutan dalam Shell**

Volume larutan dalam tangki :  $VL = 10,5719 \text{ m}^3$

Volume larutan dalam shell :  $V_{ls} = VL - V_{head} = 8,9486 \text{ m}^3$

Luas penampang tangki :  $A = \frac{\pi}{4} ID^2 = 5,0178 \text{ m}^2$

Tinggi larutan dalam shell :  $H_{ls} = V_{ls} / A = 1,7834 \text{ m}$

**Menghitung Tinggi Shell**

Volume tangki :  $VT = 12,6863 \text{ m}^3$

Volume shell :  $V_s = VL - 2V_{head} = 9,4397 \text{ m}^3$



Luas penampang tangki :  $A = \pi/4 ID^2 = 5,0178 \text{ m}^2$

Tinggi shell :  $L_s = V_s / A = 1,8813 \text{ m}$

### Menghitung Luas Permukaan Dalam dan Luar Dinding Reaktor

Luas permukaan dinding dalam

\* Dinding shell :  $A_{si} = \pi \cdot D \cdot L_s = 14,9348 \text{ m}^2$

\* Dinding head :  $A_{hi} = 2(1.22 \pi/4 D^2) = 12,2434 \text{ m}^2$

\* Luas total :  $A_i = A_{si} + A_{hi} = 27,1728 \text{ m}^2$

### Luas permukaan dinding luar

\* Dinding shell :  $A_{so} = \pi \cdot (D + 2t_s) \cdot L_s = 15,0098 \text{ m}^2$

\* Dinding head :  $A_{ho} = 2(1.22 \pi/4 (D + 2t_h)^2) = 0.000482711 \text{ m}^2$

\* Luas total :  $A_o = A_{so} + A_{ho} = 15,0103 \text{ m}^2$

### D. Perancangan Pengaduk

Jenis : Marine Propeller with 3 Blades and 4 Baffles

Spesifikasi :

1. Diameter impeller :  $D_a = D_t / 3 = 0,8428 \text{ m}$

2. Posisi sudu impeller :  $E = D_a = 0,8248 \text{ m}$

3. Lebar impeller :  $W = D_a / 5 = 0,1685 \text{ m}$

4. Kedalaman baffle :  $J = D_t / 12 = 0,2107 \text{ m}$

5. Panjang sudu impeller :  $L = D_a / 4 = 0,2107 \text{ m}$

Putaran pengaduk untuk cairan agak kental besarnya sekitar 140 rpm (Coulson, 1986)

6. Putaran pengaduk :  $N = 140 \text{ rpm}$

$$= 2,333333333 \text{ rps}$$

Power Motor Pengaduk

Sifat fisis cairan dalam reaktor :  $\rho = 1270,008 \text{ kg/m}^3$

$$\mu = 0.002779 \text{ kg/m.dtk}$$

Bilangan Reynold  $= 898660,3$

Dari Fig. 8.6, Rase (1977) diperoleh :

Power Number  $N_p = 0,2$

Tenaga pengadukan

$$P = N_p \rho N^3 D_a^5$$

$$P = 1371,7364 \text{ J/dtk} = 1,8650 \text{ Hp}$$

Efisiensi Motor :  $\eta_m = 95 \%$

Power Motor  $P_m = 1,9632 \text{ Hp}$

Dipilih motor dengan daya standar : 2 Hp

## F. Perhitungan Neraca Panas

Perhitungan Panas Reaksi Standar

Data panas pembentukan standar (Cehmcad, 5.2)

Komponen	$\Delta H_f^0$	
	Btu/lbmol	J/kmol
C7H6O3	-200494,00	-4,86E+08
C4H6O3	-246130,00	-5,97E+08
C2H4O2	-186070,00	-4,51E+08
C9H8O4	-287832,00	-6,98E+08

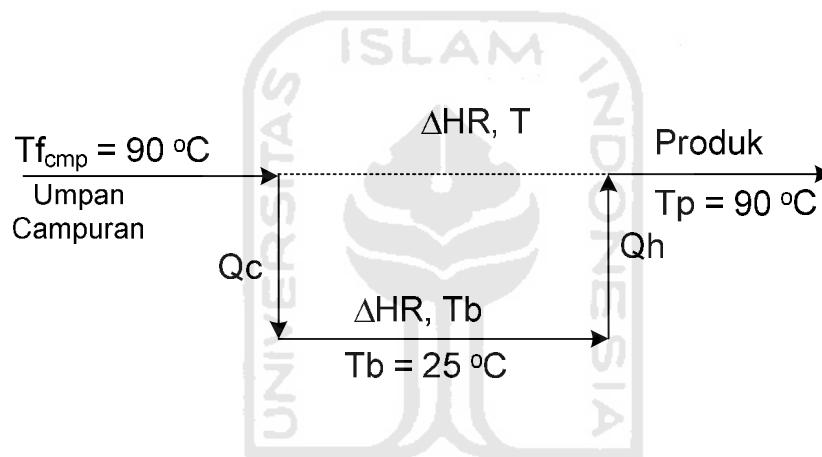
Panas reaksi standar pada suhu 25 °C dicari dengan persamaan berikut :

$$\Delta H_{r0} = \sum_{\text{reaktan}} \nu_i \Delta H_{f0} - \sum_{\text{produk}} \nu_i \Delta H_{f0}$$

$$\Delta H_{r0} = -6.62E+07 \text{ J/kmol}$$

### Perhitungan Panas Reaksi di R-01

Asumsi : Reaksi berlangsung isothermal pada suhu 90 °C.



1. Panas untuk penurunan suhu umpan sampai 25 °C ( $Q_c$ )

Komponen	Cp	Fm1	(Fm.Cp)1
	J/kmol.K	kmol/jam	J/jam.K
C7H6O3	202.972,981	4,6723	948.354,366
C4H6O3	36.600	4,6723	171.006,848
C2H4O2	139.640	0,5144	71.282,721
C9H8O4	53.279	0,0190	1.012,750
		9,8781	1.192.202,686

Umpan masuk  $T_{f1} = 90\text{ }^{\circ}\text{C}$

$$Q_{c1} = \sum (F_{mi} C_{pi})_1 (T_b - T_{f1})$$

$$Q_{c1} = -77.493.174,62 \text{ J/jam}$$

2. Panas reaksi standar

Panas reaksi standar  $\Delta H_{r0} = -66.160.750,99 \text{ J/kmol}$

Jumlah a yang bereaksi  $F_{ma, \text{reaksi}} = 4,2051 \text{ kmol/jam}$

Panas reaksi  $\Delta H_r = -278.211.677 \text{ J/jam}$

3. Panas untuk kenaikan suhu produk sampai  $90\text{ }^{\circ}\text{C}$  ( $Q_h$ )

Komponen	Cp	Fm1	(Fm.Cp)1
	J/kmol.K	kmol/jam	J/jam.K
C7H6O3	202.972,981	4,6723	948.354,366
C4H6O3	36.600	4,6723	171.006,848
C2H4O2	139.640	0,5144	71.282,721
C9H8O4	53.279	0,0190	1.012,750
		9,8781	1.192.202,686

$$T_p = 90\text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$Q_h = \sum F_{mi} C_{pi} (T_p - T_b)$$

$$Q_h = 77.493.174,62 \text{ J/jam}$$

4. Panas reaksi total

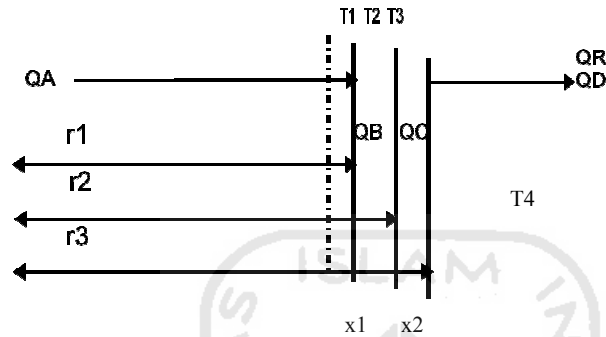
$$(\Delta H_r)A = Q_c + \Delta H_r + Q_h = -278.211.677 \text{ J/jam}$$

$$= -66.240,8754 \text{ kkal/jam}$$

$$= -2,63\text{E}+05 \text{ Btu/jam}$$

### G. Perancangan Isolator

- Asumsi :
1. Keadaan steady state
  2. Suhu udara luar =  $30^{\circ}\text{C}$
  3. Suhu dinding dalam isolator =  $50^{\circ}\text{C}$



Keterangan :

- $r_1$  = jari-jari dalam shell       $T_1$  = suhu dinding dalam shell  
 $r_2$  = jari-jari luar shell       $T_2$  = suhu dinding luar shell  
 $r_3$  = jari-jari luar setelah diisolasi       $T_3$  = suhu isolator luar  
 $x_1$  = tebal dinding shell       $T_4$  = suhu udara luar  
 $x_2$  = tebal isolator       $Q$  = Aliran perpindahan panas

T1	90	$^{\circ}\text{C} =$	363	K	194	F
T2		$^{\circ}\text{C} =$		K		F
T3	50	$^{\circ}\text{C} =$	323	K	122	F
T4	30	$^{\circ}\text{C} =$	303	K	86	F

### 8. Bahan isolasi

Jenis Bahan : Asbestos

Sifat fisis :

$$k_{\text{is}} = 0,1713 \text{ W/m.C}$$

$$\begin{aligned}
 e &= 0,96 \\
 \rho &= 577 \text{ kg/m}^3 \\
 c_p &= 0,25 \text{ Btu/lb/F} \quad \text{(Kern, 1983)}
 \end{aligned}$$

Dinding Reaktor : Stainless Steel

$$k_s = 45,1713 \text{ W/m.C}$$

Sifat fisis udara pada suhu  $T_f$  :

$$\begin{aligned}
 T_f &= 363 \text{ K} \\
 \nu &= 0,00002210 \text{ m}^2/\text{s} \\
 k &= 0,0318604 \text{ W/m.C} \\
 Pr &= 0,69492 \\
 \beta &= 0,0028 \text{ K}^{-1} \\
 \mu &= 0,00002130 \text{ kg/m.s} \\
 g &= 9,8 \text{ m/s}^2
 \end{aligned}$$

## 9. Perpindahan Panas

### Konduksi

$$\begin{aligned}
 Q_B &= \frac{(2 \cdot \pi \cdot k_s \cdot L)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} \cdot (T_1 - T_2) \\
 &= 5.635.299,66 \cdot (T_1 - T_2) \dots \dots \dots \text{pers a}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_C &= \frac{(2 \cdot \pi \cdot k_{is} \cdot L)}{\ln\left(\frac{r_3}{r_2}\right)} \cdot (T_2 - T_3) \\
 &= (107,1038 \cdot (T_2 - T_3)) / ((1,2705 + x) / 1,2705) \dots \dots \dots \text{pers b}
 \end{aligned}$$

**Konveksi**

Bilangan Gr pada L

$$Gr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{\nu^2}$$

$$Gr = 1,09 \text{ E}+15$$

$$\begin{aligned} Gr.Pr &= 1,09 \text{ E}+15 \times 0,69492 \\ &= 7,5789 \text{ E}+14 \text{ (turbulen)} \end{aligned}$$

$$h = 1,31 \cdot (\Delta T)^{1/3}$$

$$hc = 3,5559 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$$

$$QD = hc \cdot A \cdot (T_3 - T_4)$$

$$QD = hc \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4)$$

$$= 44.455,5397 \cdot (1,2705 + x) \dots \dots \dots \text{pers c}$$

**Radiasi**

$$\text{Konstanta Boltzman } (\sigma) = 5,669 \text{ E-8 W/m}^2 \cdot \text{K}^4$$

$$QR = \varepsilon \cdot \sigma \cdot A \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$QR = \varepsilon \cdot \sigma \cdot 2 \cdot \pi \cdot r_3 \cdot L \cdot (T_3^4 - T_4^4)$$

$$= 83.539,4654 \cdot (1,2705 + x) \dots \dots \dots \text{pers d}$$

**4. Tebal Isolasi**

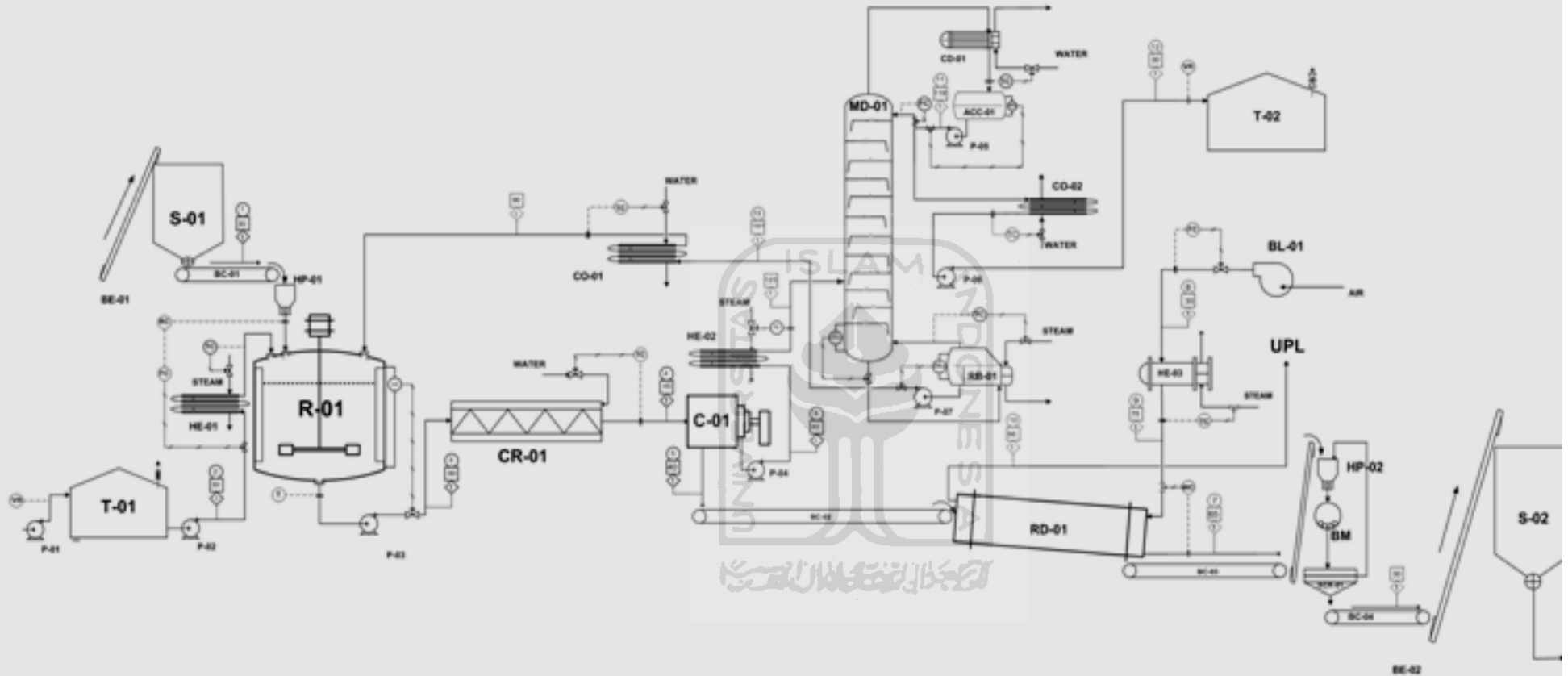
Kemudian di-trial dengan persamaan a,b,c dan d diperoleh hasil :

$$T_2 = 89,3583 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$x = \mathbf{0,0495 \text{ m}}$$

## Process Engineering Flow Diagram

# Pra Rancangan Pabrik Asetilsalisilat (Aspirin) dari Asam Salisilat dan Asetat Anhidrida Kapasitas : 6000 ton/tahun



### Keterangan Gambar :

ACC	Accumulator	FC	Flow Controller	○	Nomor Arus
BC	Belt Conveyor	LC	Level Controller	□	Suhu (°C)
BE	Bucket Elevator	PC	Pressure Controller	◇	Tekanan (atm)
BL	Blower	RC	Ratio Control	◇	Control Valve
BM	Ball Mill	TC	Temperature Controller	—	Electric Connection
C	Centrifuge	VR	Volume Recorder	—	Udara Instrumen
CO	Cooler	WC	Weight Control	—	Piping Line
CF	Centrifuge			CR	Relief Valve
CR	Crystallizer				
HE	Heater				
HP	Hopper				
M	Menara Distilasi				
P	Pompa				
R	Reaktor				
RB	Reboiler				
RD	Rotary Drier				
S	Silo				
SCR	Screen				
Y	Tangki Penyimpan				

PRARANCANGAN PABRIK  
ASAM ASETILSALISILAT (ASPIRIN)  
DARI ASAM SALISILAT DAN ASETAT ANHIDRIDA  
KAPASITAS 6000 TON/TAHUN

---

Di susun oleh :

1. Muhammad Bagus Arif
2. Sakinah Novianti Muslimin

Dosen Pembimbing :

1. Ir. Pratikno Hidayat, M.Sc.
2. Lili Katriyani, S.T., M.Eng.

---

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDIK  
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA  
YOGYAKARTA  
2016

No	Komponen	Nomor Arus (Kg/jam)												
		1	2	3	4	6	6	7	8	9	10	11	12	13
1	C7H6O3	587.26		64.53	64.53	6.45	58.08	0.32			6.13			58.08
2	C4H8O3		448.38	47.70	47.70	4.77	42.93	0.24		4.53	8.33	8.33	34.80	
3	C2H4O2		5.38	283.40	283.40	28.34	255.06	1.42		28.92	229.56	229.56	25.51	
4	C9H8O4			761.01	3.81	0.38	3.42						3.42	
5	C9H8O4 Kristal				757.20	757.20		757.20						
6	Udara							1894.87	1894.87	1894.87				
	<b>Total</b>	587.26	453.76	1156.64	1156.64	797.14	359.49	759.18	1894.87	1894.87	1894.87	237.89	237.89	121.61