

PRA RENCANA PABRIK

**METIL SALISILAT ($C_8H_8O_3$) DARI ASAM SALISILAT DAN METANOL
DENGAN PROSES ESTERIFIKASI
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR DAN KOLOM DISTILASI**

SKRIPSI

Disusun Oleh :

IKA DALU PRASETYAWAN

2214917



**JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG**

2024



LEMBAR PERSETUJUAN

PRA RENCANA PABRIK

**METIL SALISILAT ($C_8H_8O_3$) DARI ASAM SALISILAT DAN METANOL
DENGAN PROSES ESTERIFIKASI
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**

**PERANCANGAN ALAT UTAMA
REAKTOR DAN KOLOM DISTILASI**

SKRIPSI

**Diajukan Sebagai Syarat Menempuh Wisuda Sarjana
pada Jenjang Strata Satu (S-1)
Di Institut Teknologi Nasional Malang**

Disusun Oleh :

IKA DALU PRASETYAWAN

2214917

Malang, 17 Februari 2024

Mengetahui,

Ketua Jurusan Studi Teknik Kimia



Rini Kartika Dewi S.T, M.T.
NIP P 1030100370

Menyetujui,

Dosen Pembimbing


Dwi Ana Anggorowati, S.T, M.T
NIP 197009282005012001

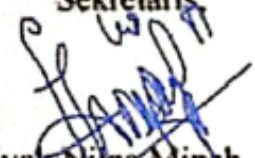
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI

Nama Ika Dalu Prasetyawan
NIM 2214917
Program Studi Teknik Kimia (S-1)
Judul Skripsi PRA RENCANA PABRIK METIL SALISILAT ($C_8H_8O_3$) DARI
ASAM SALISILAT DAN METANOL DENGAN PROSES
ESTERIFIKASI KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN
Dipertahankan dihadapan tim penguji skripsi jenjang Strata Satu (S-1) pada
Hari Sabtu
Tanggal 17 Februari 2024
Nilai A

Ketua,

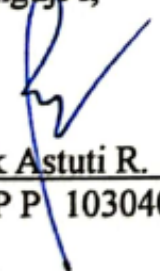

Ir. Rini Kartika Dewi S.T, M.T.
NIP P 1030100370

Sekretaris


Ir. Faidliyah Niina Minah, S.T, M.T
NIP P 1030400392

Anggota Penguji

Penguji I,


Dr. Ir. Nanik Astuti R. S.T, M.T.
NIP P 1030400391

Penguji II,


Ir. M. Istnaeny Huda S.T, M.T
NIP P 1030400400

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Ika Dalu Prasetyawan

NIM : 2214917

Program Studi : Teknik Kimia (S1)

Menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi yang berjudul

“PRA RENCANA PABRIK METIL SALISILAT ($C_8H_8O_3$) DARI ASAM
SALISILAT DAN METANOL DENGAN PROSES ESTERIFIKASI
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN”

adalah skripsi hasil karya saya sendiri, bukan merupakan duplikasi serta tidak mengutip atau menyadur sebagian atau seluruhnya dari karya orang lain yang tidak disebutkan dari sumber aslinya.

Malang, 17 Februari 2024

Yang membuat pernyataan,



Ika Dalu Prasetyawan

NIM. 2214917

KATA PENGANTAR

Dengan memanjatkan puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa yang telah memberikan karunia-Nya sehingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi yang berjudul “PRA RENCANA PABRIK METIL SALISILAT ($C_8H_8O_3$) DARI ASAM SALISILAT DAN METANOL DENGAN PROSES ESTERIFIKASI KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN” dengan baik.

Skripsi ini diajukan sebagai syarat guna mencapai gelar Sarjana Jenjang Strata 1 (S-1) di Program Studi Teknik Kimia Institut Nasional Malang. Pada kesempatan ini, penyusun mengucapkan terimakasih, kepada :

1. Bapak Awan Uji Krismanto, S.T, M.T., Ph.D. selaku Rektor Institut Teknologi Nasional Malang
2. Bapak Dr. Eng. I Komang Somarawirata, S.T, M.T selaku Dekan Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Nasional Malang
3. Ibu Rini Kartika Dewi, S.T, M.T. selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Institut Teknologi Nasional Malang
4. Ibu Dwi Ana Anggorowati, S.T, M.T. selaku Dosen Pembimbing Skripsi
5. Kedua orang tua dan istri yang telah memberikan dukungan serta doa
6. Bapak/Ibu dosen, rekan-rekan mahasiswa alih jenjang karyawan dan semua pihak yang turut membantu hingga terselesainya skripsi ini

Penyusun menyadari bahwa skripsi ini masih jauh dari kata sempurna. Oleh karena sebab itu, penyusun mengharapkan saran dan kritik dari semua pihak guna menyempurnakan skripsi ini.

Malang, 17 Februari 2024

Penyusun

INTISARI

PRA RENCANA PABRIK METIL SALISILAT ($C_8H_8O_3$) DARI ASAM SALISILAT DAN METANOL DENGAN PROSES ESTERIFIKASI KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN berlokasi di daerah industri pupuk Kaltim, Kota Bontang, Kalimantan Timur dengan kriteria sebagai berikut :

- Kapasitas Produksi : 50.000 Ton/Tahun
- Waktu Operasi : 330 hari
- Bahan Utama : Asam Salisilat dan Metanol
- Utilitas : Air, Listrik, Steam dan Bahan Bakar
- Organisasi Perusahaan
 - Bentuk : Perseroan Terbatas (PT)
 - Struktur : Sistem organisasi fungsional
 - Karyawan : 354 orang
- Analisa Ekonomi
 - TCI : \$ 40.928.373,93
 - ROIAT : 28,20%
 - POTAT : 2,6 tahun
 - BEP : 41,25%
 - BEP : 41,25%
 - SDP : 14,89%
 - IRR : 24,26%

Dari hasil evaluasi ekonomi, Pra rencana pabrik metil salisilat ($C_8H_8O_3$) dari asam salisilat dan metanol dengan proses esterifikasi layak untuk didirikan

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL.....	i
LEMBAR PERSETUJUAN	ii
BERITA ACARA UJIAN SKRIPSI INDUSTRI	iii
PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI.....	iv
KATA PENGANTAR	v
INTISARI.....	vi
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR TABEL	viii
DAFTAR GAMBAR	x
BAB I PENDAHULUAN	1
BAB II SELEKSI DAN URAIAN PROSES	14
BAB III NERACA MASSA	18
BAB IV NERACA PANAS.....	28
BAB V SPESIFIKASI ALAT.....	35
BAB VI PERANCANGAN ALAT UTAMA.....	41
BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA.....	82
BAB VIII UTILITAS.....	89
BAB IX LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK	97
BAB X STRUKTUR ORGANISASI	105
BAB XI ANALISIS EKONOMI	124
BAB XII KESIMPULAN	142
DAFTAR PUSTAKA	144
APPENDIX A PERHITUNGAN NERACA MASSA	146
APPENDIX B PERHITUNGAN NERACA PANAS	174
APPENDIX C PERHITUNGAN SPESIFIKASI ALAT	201
APPENDIX D PERHITUNGAN UTILITAS.....	269
APPENDIX E PERHITUNGAN ANALISA EKONOMI.....	286

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Daftar Produsen Metil Salisilat di Berbagai Negara.....	1
Tabel 1.2. Industri Pengguna Bahan Baku Metil Salisilat	6
Tabel 1.3. Daftar Harga Bahan dan Produk	7
Tabel 1.4. Analisa Kebutuhan dan Hasil Reaksi pada Metil Salisilat.....	7
Tabel 1.6. Supplier bahan baku pabrik metil salisilat	12
Tabel 2.1. Seleksi proses produksi.....	15
Tabel 3.1. Aliran Neraca Massa Mixer 01 (M-130) Kondisi Started.....	19
Tabel 3.2. Aliran Neraca Massa Mixer 01 (M-130) Kondisi Recycle	19
Tabel 3.3. Aliran Neraca Massa Reaktor (R-140).....	20
Tabel 3.4. Aliran Neraca Massa Kolom Destilasi (D-150).....	21
Tabel 3.5. Aliran Neraca Massa Condenser (E-151)	22
Tabel 3.6. Aliran Neraca Massa Accumulator (A-155)	23
Tabel 3.7. Aliran Neraca Massa Reboiler (E-156).....	24
Tabel 3.8. Aliran Neraca Massa Mixer (M-170).....	25
Tabel 3.9. Aliran Neraca Massa Netralizer (R-160)	26
Tabel 3.10. Aliran Neraca Massa Decanter (D-180).....	27
Tabel 4.1. Aliran Neraca Panas Total pada Heater 01 (E-112).....	28
Tabel 4.2. Aliran Neraca Panas Total pada Heater 02 (E-132).....	29
Tabel 4.3. Aliran Neraca Panas Total pada Reaktor 01 (R-140)	30
Tabel 4.4. Aliran Neraca Panas Total pada Heater 03 (E-142).....	31
Tabel 4.5. Aliran Neraca Panas Total pada Kolom Destilasi (D-150).....	32
Tabel 4.6. Aliran Neraca Panas Reboiler (E-156).....	32
Tabel 4.7. Aliran Neraca Panas Condenser (E-151)	33
Tabel 4.8. Neraca Panas Cooler (E-122).....	33
Tabel 4.9. Aliran Neraca Panas Cooler 02 (E-154)	34
Tabel 4.10. Aliran Neraca Panas Netralizer (R-160)	34
Tabel 6.1. Kondisi operasi kolom distilasi D-150	53
Tabel 6.2. komposisi fluida peralatan top D-150.....	54
Tabel 6.3. komposisi fluida peralatan bottom D-150.....	54
Tabel 6.4. fraksi fluida peralatan D-150	55
Tabel 6.5. Properti vapor dan liquid peralatan D-150.....	57

Tabel 6.6. Tabel properti rectifying sistem.....	69
Tabel 7.1. Instrumentasi pabrik.....	84
Tabel. 8.1 kebutuhan air pendingin pada peralatan.....	91
Tabel 8.2. kebutuhan air umpan boiler.....	92
Tabel 9.1 Keterangan Bangunan Tata Letak Pabrik	102
Tabel 10.1. Jadwal kerja pekerja shift pabrik.	113
Tabel 10.2 klasifikasi penggolongan karyawan staff dan non staff.	114
Tabel 10.3 Klasifikasi Tingkat Pendidikan Pekerja.	117
Tabel 10.4 Daftar Gaji Karyawan	120
Tabel 11.1 Total Capital Investment (TCI).....	127
Tabel 11.2 Total Production Cost (TPC)	129
Tabel 11.3 Rate of Return untuk beberapa macam industry.....	129
Tabel 11.4 Minimum Pay Out Period untuk beberapa macam industry	130
Tabel 11.5. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun	140
Tabel 11.6. Tabel Net Present Value	140

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Lokasi Pabrik.....	13
Gambar 2.1. Diagram blok pembuatan metil salisilat.....	14
Gambar 6.1. Reaktor CSTR	41
Gambar 6.2. Bilangan Reynold dan Po	49
Gambar 6.3. Horse Power dan motor efisiensi	49
Gambar 6.4. Penampang jaket reaktor	50
Gambar 6.5. Gambar teknik reaktor R-140.....	52
Gambar 6.6. Kolom Destilasi.....	53
Gambar 6.7. grafik gilland correlation.....	56
Gambar 6.8. Grafik flooding velocity	58
Gambar 6.9. Hubungan downcomer dan area	60
Gambar 6.10. Hubungan weep-point dan K_2	62
Gambar 6.11. Hubungan persen perforasi dan orifice koefisien	63
Gambar 6.12. Hubungan FLV dan fraksi entrainment.....	65
Gambar 6.13. Hubungan LW/DO dan LH/DC	66
Gambar 6.14. Hubungan lp/dh dan An/Ap	67
Gambar 6.15. Hubungan flooding velocity dan K_1	69
Gambar 6.16. Hubungan lw/Do dan Ad/Ac	71
Gambar 6.17. Hubungan weep point dan K_2	73
Gambar 6.18. Hubungan persen perforated dan orifice koefisien	74
Gambar 6.19. Hubungan FLV dan Fractional entrainment.....	76
Gambar 6.20. Hubungan LW/Do dan Lh/Dc	77
Gambar 6.21. Hubungan lp/dh dan Ah/Ap	78
Gambar 6.22. Gambar teknik kolom distilasi D-150	81
Gambar 8.1. Gambar Flowsheet utilitas.....	96
Gambar 9.1 Peta Lokasi Pabrik.....	100
Gambar 9.2 Tata Letak Pabrik	102
Gambar 9.3 Tata Letak Peralatan Proses	104
Gambar 10.1. Struktur organisasi	123
Gambar 11.1. Grafik Break Event Point (BEP)	131
Gambar 11.2. Grafik Shutdown Rate Point (SDP)	132

BAB I

PENDAHULUAN

1. Latar Belakang

Metil salisilat ($C_3H_8O_3$), dengan aroma yang menyegarkan dan sifat analgesiknya, telah menjadi bahan dasar dalam berbagai produk, seperti produk farmasi, kosmetik dan makanan. Untuk saat ini Pabrik Metil Salisilat hanya ada diluar negeri seperti Cina, Inggris dan Perancis. Berikut adalah produsen Metil Salisilat di berbagai Negara.

Tabel 1.1 Daftar Produsen Metil Salisilat di Berbagai Negara

Nama Produsen	Kapasitas (Ton/Tahun)
Vega Pharma (Cina)	1.200
Shanghai Innojade International Trade (Cina)	2.000
Labeyond Chemicals (Cina)	8.400
Haihang Industry (Cina)	22.000
Mansato (Inggris)	900
Rhone-Poulenc (Perancis)	1300

Metil Salisilat atau 2-Hydroxy-benzoat acid methyl ester adalah turunan dari asam salisilat yang sering digunakan dalam berbagai produk kesehatan dan kecantikan. Ini memiliki sifat analgesik (peredam nyeri) dan antiinflamasi (anti-peradangan) yang membuatnya berguna dalam berbagai aplikasi, seperti obat pereda nyeri otot, kosmetik, dan pasta gigi. Berikut beberapa informasi penting tentang penggunaan metil salisilat:

1. **Penggunaan Umum:** Metil salisilat digunakan untuk mengurangi nyeri yang disebabkan oleh berbagai kondisi, termasuk ketegangan otot, keseleo, radang sendi, memar, atau sakit punggung. Ini sering digunakan dalam produk topikal, seperti krim atau gel, yang dioleskan ke kulit di area yang terkena.
2. **Mekanisme Kerja:** Metil salisilat bekerja dengan merangsang sistem saraf, yang dapat menyebabkan vasodilatasi, yaitu pelebaran pembuluh darah. Ini membantu meningkatkan aliran darah ke area yang terkena dan meredakan nyeri otot atau peradangan.

3. Batas Penggunaan: Penggunaan metil salisilat dalam produk kesehatan dan kecantikan diatur oleh pedoman dan peraturan kesehatan. Kadar penggunaan bervariasi tergantung pada jenis produk. Sebagai contoh:
4. Untuk obat pereda nyeri otot, kadar metil salisilat biasanya berkisar antara 3 hingga 9% (sesuai dengan referensi Gerhartz, 1985). Dalam pasta gigi, kadar metil salisilat biasanya dibatasi hingga 1% (sesuai dengan referensi Storhagen, 2003). Penting untuk mengikuti panduan dan peraturan yang berlaku saat menggunakan produk yang mengandung metil salisilat. Selain itu, jika memiliki kondisi kesehatan tertentu atau alergi, sebaiknya konsultasikan dengan profesional medis sebelum menggunakan produk yang mengandung metil salisilat.

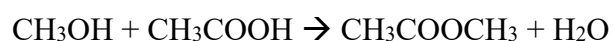
Dari uraian diatas, pabrik metil salisilat di Indonesia perlu didirikan dengan pertimbangan-pertimbangan sebagai berikut :

- a. Memenuhi kebutuhan metil salisilat didalam negeri sehingga mengurangi ketergantungan impor.
- b. Belum adanya pabrik metil salisilat di Indonesia, sehingga belum bisa memenuhi kebutuhan dalam negeri.
- c. Pendirian pabrik metil salisilat dapat menciptakan lapangan kerja dan peningkatan kualitas SDM.

Maka dari itu untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri akan didirikan Pabrik Metil salisilat di Bontang, Kalimantan Timur, Indonesia.

2. Sejarah Perkembangan Industri

Metil salisilat pertama kali diisolasi pada tahun 1843 dari tanaman *Gaultheria Procumbens* oleh kimiawan Prancis bernama Auguste Andre Thomas Cahours. Perkembangan industri metil salisilat memiliki sejarah yang kaya dan beragam, mencerminkan pentingnya senyawa ini dalam berbagai aplikasi industri. Sehubungan dengan meningkatnya kebutuhan metil salisilat, maka senyawa ini diproduksi secara komersil dengan proses esterifikasi antara metanol dan asam salisilat. Reaksi antara metanol dan asam salisilat terjadi menurut persamaan reaksi berikut :



3. Kegunaan Produk

Produksi metil salisilat dari asam salisilat dan metanol memiliki berbagai kegunaan yang luas dalam berbagai industri.

1. Metil salisilat digunakan dalam produk-produk kosmetik seperti lotion, krim, dan minyak tubuh untuk memberikan aroma yang menyegarkan dan efek penyegar pada kulit.
2. Dalam industri farmasi, metil salisilat digunakan dalam pembuatan obat-obatan, terutama yang memiliki sifat analgesik, seperti minyak gosok, lotion atau krim dan koyo, yang digunakan untuk mengurangi rasa nyeri pada otot dan sendi.
3. Senyawa ini digunakan dalam industri permen untuk memberikan rasa mint atau wintergreen pada permen karet dan permen pelega tenggorokan.

4. Sifat Fisik, Kimia, dan Termodinamika Bahan Baku dan Produk

Bahan Baku Utama

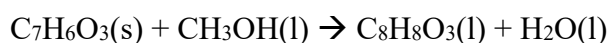
A. Asam Silsilat

Sifat-sifat Fisik

Rumus Molekul	: $C_7H_6O_3$
Massa Molekul	: 138,12 gram per mol (g/mol)
Flash Point	: 157°C (dalam tangki tertutup)
Bentuk	: Serbuk
Densitas (20°C)	: 1,443 g/cm ³
Warna	: Putih
Titik Didih	: 211°C.
Titik Lebur	: 158° – 161°C
Kemurnian	: 99,5%, 4-Hydroxy Benzoic 0,5%
Kelarutan (gr/100 gr)	: 0,2 (dalam air)
Tekanan Kritis	: 51,80
Ukuran Mesh	: 200 mesh

Sifat Kimia

Reaksi Esterifikasi dengan senyawa alkohol dapat membentuk ester, misal pada reaksi pembentukan metil salisilat Reaksi



B. Metanol

Sifat Fisika

Rumus Molekul	: CH_3OH
Massa Molekul	: 32,04 gram per mol (g/mol).
Fase	: Pada suhu dan tekanan standar (25°C dan 1 atmosfer), metanol adalah cairan. Namun, metanol dapat menguap pada suhu yang relatif rendah.
Bentuk	: Cairan bening, tak berwarna
Densitas (20°C)	: 0,791 g/cm ³
Warna	: Cairan bening dan tak berwarna, mirip dengan air.
Titik Beku	: -97,6°C
Titik Didih	: 64,7°C
Viskositas (20°C)	: 0,547 millipascal detik (mPa·s)
Tekanan Kritis	: 80,9 bar
Temperatur Kritis	: 239,4°C
Flash Point	: 12°C (dalam tangki tertutup), 16°C (dalam tangki terbuka)
Kemurnian	: 99,85 %, H ₂ O 0,15%

Sifat Kimia

Reaksi esterifikasi

Dengan asam organik $\text{CH}_3\text{OH} + \text{CH}_3\text{COOH} \rightarrow \text{CH}_3\text{COOCH}_3 + \text{H}_2\text{O}$

- Bahan Baku Pembantu

A. Asam Sulfat (Katalis)

Sifat Fisika

Rumus molekul	: H_2SO_4
Wujud	: Cair
Berat Molekul	: 98,08 g / mol
Titik didih	: 270°C
Titik beku	: -35°C
Densitas	: 1,84 g/cm ³
Kelarutan	: Larut sempurna terhadap air

Keterbakaran	: tidak mudah terbakar
Korosifitas	: sangat korosif pada alumunium, tembaga, stainless steel (316 dan 304). Non-korosif terhadap baja ringan, sedikit korosif terhadap perunggu.
Kemurnian	: 98 %, H ₂ O 2%

B. Sodium Karbonat

Rumus molekul	: Na ₂ CO ₃
Wujud	: Serbuk
Warna	: Putih
Berat Molekul	: 105,99 g / mol
Titik didih	: 851°C
Densitas	: 2,532 g/cm ³
Kelarutan (g/100 g)	: 45,5 (dalam air)
Keterbakaran	: Tidak mudah terbakar
Korosifitas	: korosif terhadap baja
Kemurnian	: 99,2 % ; NaHCO ₃ 0,8%
Ukuran Mesh	: 200 mesh

C. Air

Rumus molekul	: H ₂ O
Fase	: Cair
Berat Molekul	: 18,02 g / mol
Titik didih	: 100°C
Titik beku	: 0°C
Densitas	: 1 g/cm ³
Keterbakaran	: tidak mudah terbakar
Korosifitas	: non-korosif

- Produk Utama

A. Metil salisilat

Sifat Fisika	
Rumus Molekul	: C ₈ H ₈ O ₃

Massa Molekul	: 152,15 gram per mol (g/mol).
Bentuk	: Cair
Densitas (20°C)	: 1,184 g/cm ³
Kelarutan (gr/100gr)	: 0,7 (dalam air).
Titik Leleh	: -8°C
Titik Didih	: 223°C
Indeks Bias	: 1,535 hingga 1,538 pada suhu 20°C
Viskositas (20°C)	: 5,5 milipascal detik (mPa·s).
Flash Point	: 96°C (dalam tangki tertutup)
Tekanan Kritis	: 18,9 bar
Temperatur Kritis	: 428°C
Keterbakaran	: Mudah terbakar pada suhu tinggi (454°C)
Korosifitas	: Non-korosif
Kemurnian	: 99 %; Metanol 1%

5. Analisa Pasar

- Analisa Ekonomi

Banyaknya permintaan metil salisilat terutama industri farmasi dan makanan di pulau Jawa meningkatkan kebutuhan bahan baku tersebut. Hingga saat ini untuk memenuhi kebutuhan metil salisilat di Indonesia bahan baku diperoleh dari produsen luar negeri, sehingga pendirian dan pemasaran produk metil salisilat bertujuan untuk memenuhi kebutuhan pasar didalam negeri, ketika kebutuhan dalam negeri telah terpenuhi maka pemasaran akan diarahkan ke luar negeri. Berikut adalah tabel industri di Indonesia yang menggunakan bahan baku metil salisilat dalam produksinya.

Tabel 1.2. Industri Pengguna Bahan Baku Metil Salisilat

Jenis Industri	Nama Pabrik	Lokasi Pabrik
Farmasi	PT Ultra Sakti	Pulogadung, Jakarta
Farmasi	PT Eagle Indo Pharma	Tangerang, Jawa Barat
Kosmetik	PT Listerine Indonesia	Jakarta
Makanan	PT Perfetti Van Melle Indonesia	Bogor, Jawa Barat

Secara sederhana analisa pasar dapat ditentukan berdasarkan reaksi Stoikiometri, reaksi berlangsung 1 tahap yaitu :

Reaksi :



Tabel 1.3. Daftar Harga Bahan dan Produk

No	Bahan	Berat Molekul g / mol	Harga \$/Kg
1	C ₈ H ₈ O ₃	152,15	1,60
2	H ₂ SO ₄	98,08	0,9
3	CH ₃ OH	32,04	0,30
4	C ₇ H ₆ O ₃	138,12	0,12

Tabel 1.4. Analisa Kebutuhan dan Hasil Reaksi pada Metil Salisilat

Reaksi	Komponen			
	C ₇ H ₆ O ₃	CH ₃ OH	C ₈ H ₈ O ₃	H ₂ O
1	-1	-1	+1	+1
Total	-1	-1	+1	+1

$$\begin{aligned}
 \text{Potensial nilai ekonomi} &: (0,99 \times 152,15 \times 10,00) + (-1 \times 32,04 \times 0,80) + (-1 \\
 &\quad \times 138,12 \times 5,00) \\
 &= \text{USD } 198,8 / 0,99 \text{ kmol C}_8\text{H}_8\text{O}_3 \\
 &= \text{USD } 200,8 / \text{kmol C}_8\text{H}_8\text{O}_3
 \end{aligned}$$

Dari analisa ekonomi dapat disimpulkan bahwa dengan nilai potensial ekonomi bernilai positif, sehingga reaksi tersebut dapat menguntungkan.

6. Menentukan Kapasitas Produksi

Kapasitas produksi perlu direncanakan untuk mendirikan suatu pabrik. Berdasarkan data tabel 1.3 diperkirakan untuk tahun-tahun ke depan kebutuhan Metil Salisilat diperkirakan akan mengalami peningkatan walaupun tidak terlalu signifikan. Pabrik Metil Salisilat ini dirancang untuk didirikan pada tahun 2028. Berdasarkan data impor Metil Salisilat di Indonesia maka rata-rata kenaikan impor dapat dihitung

dengan persamaan :

$$M = P(1+i)^n$$

Dimana :

M = Jumlah yang diperkirakan

P = Jumlah impor tahun terakhir

i = Rata-rata kenaikan impor

n = Selisih tahun pendirian pabrik (2023-2028 = 5tahun)

Tabel 1.5. Data Konsumsi Metil Salisilat di Indonesia

Tahun	Impor (Ton)	Pertumbuhan (%)
2018	6768	
2019	103284	-35%
2020	8882	-17%
2021	10830	18%
2022	10629	-2%
2023	11196	5%
Rata – Rata		8 %

Sumber : BPS, 2023

Jika kebutuhan dalam negeri sudah terpenuhi maka dapat dipasarkan ke luar negeri (ekspor). Maka untuk mengetahui analisa pasar perlu mengetahui potensi produk terhadap pasar.

Dari Tabel 1.3 data terakhir diperoleh pada tahun 2023 yaitu 11196 ton dengan kenaikan rata-rata tiap tahunnya 8 %. Maka perhitungan total ekspor 5 tahun kedepan dari 2024 ke tahun 2028 adalah

$$\begin{aligned}
 M &= P (1+i)^n \\
 &= 11196 (1+ (0.08))^5 \\
 &= 16.451 \text{ ton/tahun}
 \end{aligned}$$

Ekspor diperkirakan 60 % dari kapasitas pabrik baru, maka $M_4 = 0,60$ dari Kapasitas Pabrik Baru. Menghitung kapasitas Metil Salisilat (M_3) pada tahun 2028.

$$M_1+M_2+M_3 = M_4 + M_5$$

Dimana :

$$M_1 = \text{Nilai impor tahun 2028 (0)}$$

- M_2 = Produksi Pabrik dalam negeri (0)
 M_3 = Kapasitas pabrik yang akan didirikan tahun 2028(ton/tahun)
 M_4 = Nilai ekspor tahun 2028 (ton/tahun)
 M_5 = Jumlah perkiraan /konsumsi dalam negeri tahun 2028 (ton/tahun)

Maka,

$$M_1 + M_2 + M_3 = M_4 + M_5$$

$$M_3 = M_4 + M_5 - (M_1 + M_2)$$

$$M_3 = (0,60M_3 + 16.451) - (0 + 0)$$

$$M_3 = 41.128 \text{ ton/tahun}$$

Sehingga diperoleh kapasitas pabrik yang akan dibangun pada tahun 2028 adalah 41.128 ton/tahun. Jumlah ini melebihi dari perkiraan konsumsi metil salisilat pada tahun 2028 dengan target 60% produksi dalam negeri akan diekspor. Namun, dengan pertimbangan meningkatnya jumlah industri farmasi dan kapasitas produksi industri farmasi, maka diputuskan kapasitas produksi pabrik metil salisilat yang akan dibangun adalah 50.000 ton/tahun.

7. Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan serta kelangsungan dari suatu industri pada saat sekarang dan pada masa yang akan datang karena berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan lokasi pabrik harus tepat berdasarkan perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi dan budaya masyarakat di sekitar lokasi pabrik.

Sedangkan untuk tata letak pabrik dan tata letak peralatan proses merupakan faktor penting dalam kelancaran operasional pabrik, oleh karena itu lokasi tata letak pabrik dan tata letak peralatan pabrik merupakan dua faktor yang tidak terpisahkan untuk menjadi sangat ekonomis dan menguntungkan. Hal ini akan menentukan lancar atau tidaknya operasi pabrik yang bersangkutan.

Beberapa faktor yang dianggap penting dalam penentuan lokasi:

1. Faktor utama
 - A. Penyediaan bahan baku
 - Letak sumber bahan baku
 - Kapasitas sumber bahan baku

- Kualitas bahan baku yang ada
 - Cara mendapatkan bahan baku dan pengangkutannya
- B. Pemasaran (marketing)
- Dimana hasil produksi akan dipasarkan
 - Kemampuan daya serap pasar dan prospek pasar dimasa yang akan datang
 - Pengaruh persaingan yang ada
 - Jarak daerah pemasaran dan cara mencapai daerah tersebut
- C. Tenaga listrik dan bahan bakar
- Ada atau serta jumlah tenaga listrik
 - Kean pengadaan listrik dan bahan bakar
 - Harga listrik dan bahan bakar
 - Pengadaan listrik dari PLN (Pusat Listrik Negara)
 - Sumber bahan bakar
- D. Persediaan air
- Air dapat diperoleh dari beberapa sumber, yaitu :
- Dari air sungai / sumber air
 - Dari air kawasan industri
 - Dari perusahaan air minum (PDAM)
- Jika kebutuhan air cukup besar, pengambilan air sumber / air sungai lebih ekonomis.
- Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam pemilihan sumber air:
- Kemampuan sumber air untuk memenuhi kebutuhan pabrik
 - Kualitas air yang tersedia
 - Pengaruh musim terhadap kemampuan penyediaan air
- E. Iklim
- Keadaan alam yang mempengaruhi tinggi rendahnya investasi untuk konstruksinya
 - Humidity dan temperatur udara
 - Adanya badai, topan, dan gempa bumi
2. Faktor khusus
- A. Transportasi

Yang harus diperhatikan dalam hal ini adalah pengangkutan bahan baku, bahan bakar, dan produk yang dihasilkan, berkaitan dengan fasilitas-fasilitas yang ada, yaitu :

- Jalan raya
- Sungai dan laut yang dapat dilalui oleh kapal pengangkut
- Pelabuhan yang ada

B. Tenaga kerja

- Mudah/sukarnya mendapatkan tenaga kerja disekitar pabrik
- Tingkat penghasilan tenaga kerja didaerah itu
- Perburuhan dan serikat buruh

C. Peraturan dan perundang-undangan

- Ketentuan-ketentuan mengenai daerah industri
- Ketentuan mengenai jalan umum yang ada
- Ketentuan mengenai jalan umum bagi industri yang ada didaerah tersebut

D. Karakteristik lokasi

- Susunan tanah, daya dukung terhadap pondasi bangunan pabrik, kondisi pabrik,
- kondisi jalan, serta pengaruh air
- Penyediaan dan fasilitas tanah untuk perluasan atau unit baru
- Harga tanah

E. Faktor lingkungan

- Adat istiadat / kebudayaan didaerah sekitar lokasi pabrik
- Fasilitas perumahan, sekolah, poliklinik, dan tempat ibadah
- Fasilitas tempat hiburan dan biayanya

F. Pembuangan limbah

Hal ini berkaitan dengan usaha pencegahan terhadap pencemaran lingkungan yang disebabkan oleh unit buangan pabrik berupa gas, cair, maupun padat, dengan memperhatikan peraturan pemerintah. Berdasarkan faktor-faktor diatas maka pabrik metil salisilat di Indonesia direncanakan berlokasi Kawasan Industri Pupuk Kaltim di Bontang, Kalimantan Timur dengan luas lahan sebesar 200 ha. Alasan atau dasar pemilihan lokasi tersebut adalah :

1. Penyediaan Bahan Baku

Bahan baku utama yang digunakan didapatkan dari beberapa perusahaan di dalam dan di luar negeri. Berikut adalah tabel supplier bahan baku dalam pendirian pabrik metil salisilat

Tabel. 1.6. Supplier bahan baku pabrik metil salisilat

Bahan baku	Supplier	Asal negara	Transportasi
Asam Salisilat	Haihang Industry Co., Ltd	China	Jalur laut
Metanol	PT Kaltim Metanol Industri	Indonesia	Interconnecting Line
Natrium Karbonat	PT Petrokimia Gresik	Indonesia	Jalur laut
Asam Sulfat	PT Petrokimia Gresik	Indonesia	Jalur laut

2. Transportasi

Pembelian bahan baku dan penjualan produk dapat dilakukan melalui jalur laut, udara maupun darat. Kawasan pabrik merupakan daerah yang dekat dengan pelabuhan khusus untuk wilayah tersebut dan jalan tol serta Kawasan Industri lain sehingga memudahkan pemasaran produk.

3. Kebutuhan Air

Air kawasan dipilih untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik dengan terlebih dahulu mengalami pengolahan. Selain itu pemilihan air kawasan untuk memenuhi kebutuhan air di pabrik juga disebabkan karena kebutuhan air tidak terlalu besar, baik sebagai air proses, air pendingin, maupun sebagai air sanitasi.

4. Kebutuhan Tenaga Listrik dan Bahan Bakar

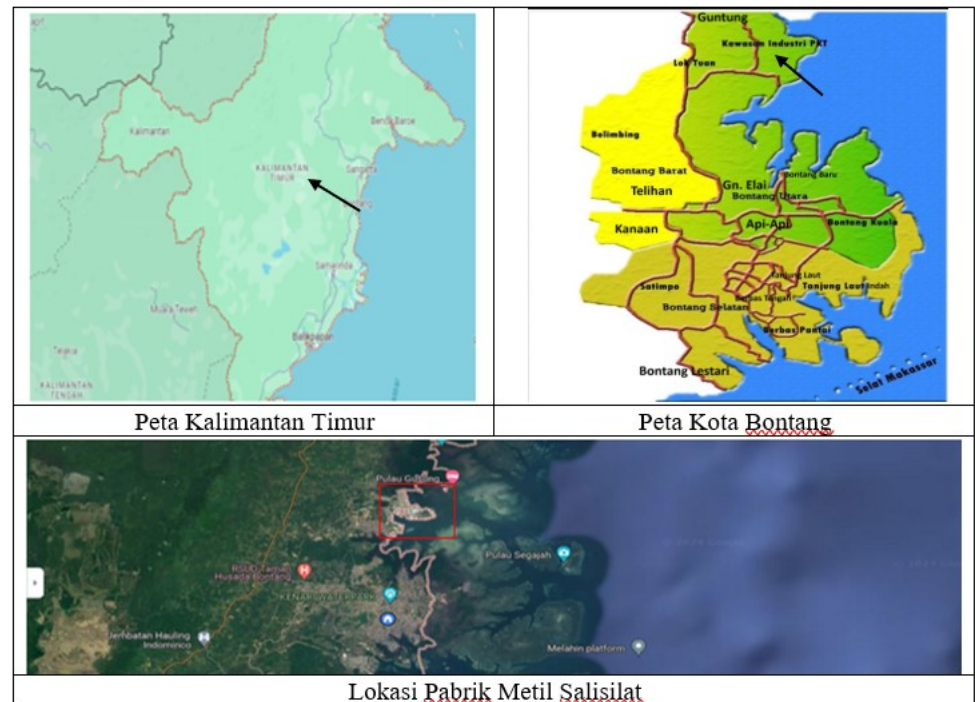
Pembangkit listrik utama untuk pabrik diperoleh dari PLN dan generator solar yang bahan bakarnya diperoleh dari Pertamina.

5. Tenaga Kerja

Sebagai kawasan industri, daerah ini merupakan salah satu tujuan para pencari kerja. Tenaga kerja ini merupakan tenaga kerja yang produktif dari berbagai tingkatan baik yang terdidik maupun yang belum terdidik.

6. Biaya untuk Tanah

Tanah yang tersedia untuk lokasi pabrik masih cukup luas dan dalam harga yang terjangkau.

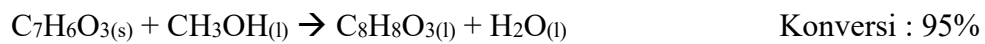


Gambar 1.1 Lokasi Pabrik

BAB II

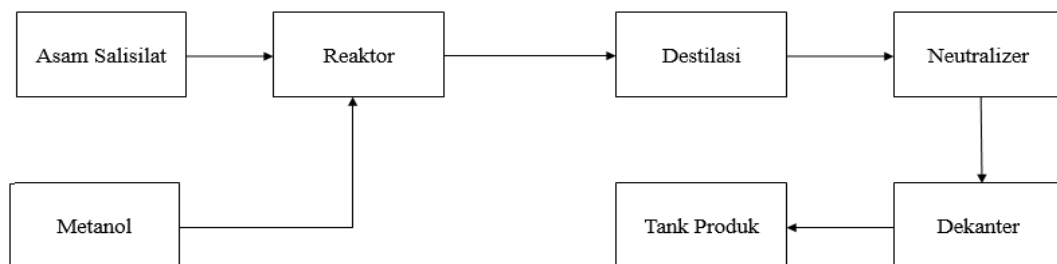
SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Proses pembuatan metil salisilat dilakukan secara isolasi pada proses konvensional dari tumbuhan, namun karena keterbatasan jumlah tumbuhan di alam dan seiring dengan meningkatnya kebutuhan metil salisilat, proses pembuatan dapat dilakukan dengan mereaksikan methanol dan asam salisilat berdasarkan reaksi berikut :



Proses ini disebut proses esterifikasi Fischer dengan bantuan katalis berupa asam sulfat. Proses ini merupakan satu – satunya proses pembuatan metil salisilat dalam skala besar dan komersil

1. Seleksi Proses



Gambar 2.1. Diagram blok pembuatan metil salisilat

Dalam proses perancangan pabrik, pemilihan proses produksi tentunya mempertimbangkan dari sudut pandang ke-Ekonomian dan Efisiensi Proses. Berikut adalah parameter pemilihan proses esterifikasi fischer yang merupakan satu – satunya cara untuk membuat metil salisilat. Pada tahap produksi metil salisilat, bahan baku methanol, asam salisilat dan katalis asam sulfat di homogenkan dalam mixer selanjutnya dialirkan menuju reaktor dengan suhu dan tekanan patent akan bereaksi menghasilkan produk metil salisilat dan impurity. Hasil produk diumpankan ke kolom destilasi untuk memisahkan product dan impurity air dan metanol. Metanol yang teruapkan pada *top* destilasi dialirkan kembali menuju mixer, untuk *bottom* produk dialirkan menuju tangki netralizer untuk menetralkan produk dari sisa katalis dengan menggunakan larutan natrium karbonat 5%. Hasil

reaksi dialirkan menuju dekanter untuk memisahkan produk dari impurity, di dalam dekanter terbentuk dua lapisan yaitu fase berat dan fase ringan. Fase berat meliputi metil salisilat, metanol dan air, sedangkan fase ringan meliputi air, natrium sulfat, natrium salisilat, metanol dan sedikit metil salisilat yang terbawa. Fase ringan dialirkan menuju unit pengolahan limbah, sedangkan fase berat dialirkan menuju tangki produk.

Tabel 2.1. Seleksi proses produksi

No	Parameter	Reaksi esterifikasi Fischer
1	Bahan baku	
	Bahan baku utama	Asam salisilat dan metanol
	Bahan baku pendukung	Natrium karbonat
	Katalis	Asam sulfat
2	Proses produksi	
	Temperatur reaktor (C)	72
	Tekanan reaktor (atm)	Vakum
	Konversi (%)	97
	Kemurnian produk (%)	99
3	Investasi	
	Cost dan volum plant	Besar

2. Proses Produksi

Proses produksi metil salisilat dapat dilakukan dengan proses esterifikasi dengan bantuan katalis asam sulfat. Esterifikasi metil salisilat $C_8H_8O_3$ dilakukan dari bahan dari asam salisilat ($C_7H_6O_3$) dan metanol (CH_3OH) melalui proses berikut:

3. Tahap penyiapan bahan baku

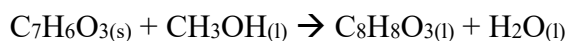
Bahan baku yang digunakan adalah metanol dengan kemurnian 99,85%, asam salisilat (F-120) dengan kemurnian 99,50 %. Tahapan ini bertujuan untuk menyiapkan bahan baku yang berada pada tangki penyimpanan masing-masing sebelum direaksikan di dalam reaktor (R-140). Bahan baku methanol ditransfer secara langsung dari pabrik PT Kaltim Metanol Industri menuju plant produksi metil salisilat.

Kondisi operasi pada proses pembuatan metil salisilat dari asam salisilat dan metanol dijalankan pada suhu $72^{\circ}C$ dan tekanan 2 atm. Pada kondisi ini fasenya

adalah cair sehingga akan mempermudah dalam pengendalian reaksinya. Reaksi ini adalah reversible (dapat balik). Agar reaksi berjalan ke arah kanan maka salah satu reaktan dibuat berlebih yaitu metanol. Perbandingan mol reaktan metanol dan asam salisilat masuk reaktor adalah 8:1. Bahan baku yang digunakan digunakan perbandingan 1:8 asam salisilat terhadap metanol.

4. Tahap sintesis metil salisilat

Hasil larutan dari mixer (M-130) dialirkan menuju reaktor menggunakan pressure pump (L-131), selanjutnya larutan tersebut dipanaskan terlebih dahulu menggunakan heater (E-132) hingga suhu mencapai 68°C. Katalis asam sulfat diumpankan dari tangki penyimpanan (F-110) menuju reaktor alir tangki berpengaduk (R-140). Selanjutnya hasil larutan tersebut dialirkan kembali menuju menara distilasi (D-150). Sintesis metil salisilat berlangsung berdasarkan reaksi berikut :

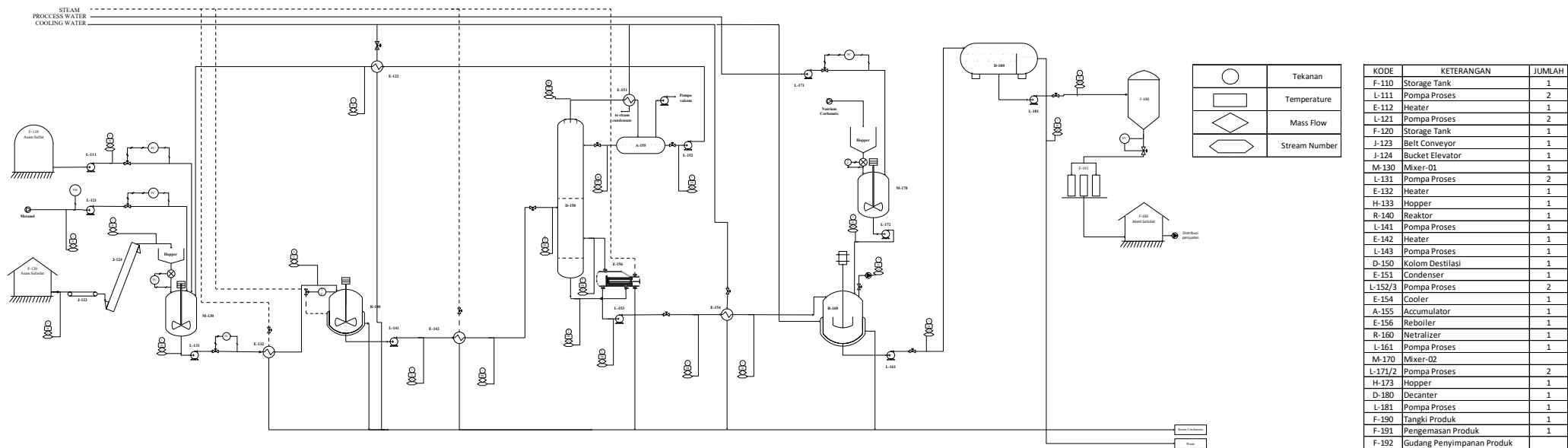


5. Tahap pemurnian produk

Larutan hasil keluaran reaktor dialirkan menuju menara distilasi menggunakan pompa (L-141). Larutan terlebih dahulu dipanaskan menggunakan heater (E-142) agar mencapai suhu 83°C. Menara distilasi ini bertugas untuk mengurangi bahan baku sisa yaitu metanol dan air. Hasil atas menara distilasi akan di alirkan kembali menuju mixer (M-170) dan hasil bawah menara distilasi dialirkan menuju netralizer (R-160) untuk diproses lebih lanjut menjadi produk metil salisilat. Netralizer tersebut, bertugas untuk menetralkan katalis asam menjadi garam-garamnya dengan bantuan penetral basa Na_2CO_3 . Berikut adalah reaksi netralisasi yang terjadi :



Reaksi penetralan tersebut menghasilkan CO_2 yang harus dikeluarkan melalui ventilasi bagian atas netralizer agar tidak mengganggu proses selanjutnya. Dari netralizer larutan dialirkan kembali menggunakan pompa (L-161) menuju dekanter (D-180), di dalam dekanter terbentuk dua lapisan yaitu fase berat dan fase ringan. Fase berat meliputi metil salisilat, metanol dan air, sedangkan fase ringan meliputi air, natrium sulfat, natrium salisilat, metanol dan sedikit metil salisilat yang terbawa. Fase ringan dialirkan menuju unit pengolahan limbah, sedangkan fase berat dialirkan menuju tangki produk (F-190).



Arus	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Komponen	Metanol	Asam Salisilat	Sulfuric Acid	Inlet Reactor	Outlet Reactor	Outlet Bottom Destilasi	Outlet Reboiler	Destilat Acc.	Refluks	Outlet Top Destilasi	Boil up reboiler	Natrium Carbonat to Neutralizer	Outlet Netralizer	Gas off Netralizer	Top Decanter	Bottom Decanter
CH3OH	11080.3324			11080.3324	9764.5429	250.1767	63.1313	9701.4116	1.3406	9702.7522	187.0454		63.1313			63.1313
C7H6O3		5972.9917		5972.9917	298.6496	1183.4887	298.6496				884.8391					
C8H8O3				6250.0000	24767.5024	6250.0000					18517.5024		6250.0000			6250.0000
C6H5O3COOH		30.0150		30.0150	30.0150	118.9436	30.0150				88.9286		30.0150			
H2O	16.6455		27.3600	44.0054	784.1370	3087.2882	779.0673	5.0697	0.0007	5.0704	2308.2209	29730.7715	30775.5557		30775.5557	
H2SO4			1340.6388	1340.6388	1340.6388	5312.6839	1340.6388				3972.0451					
Na2CO3												1564.7774				
NaHCO3												12.6192	12.6192		12.6192	
Na2SO4												1942.5583			1942.5583	
C7H5NaO3												346.2604			346.2604	
CO2														649.5303		
Total	11096.9779	6003.0067	1367.9988	18467.9834	18467.9834	34720.0835	8761.5020	9706.4814	1.3413	9707.8226	25958.5815	31308.1681	39420.1399	649.5303	33076.9935	6313.1313

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI MALANG	
NERACA MASSA PRA RENCANA PABRIK METIL SALISILAT	
DIRANCANG OLEH :	DOSEN PEMBIMBING
 Disainigned by: IKA DALU P 2214917	 DWIANA ANGGOROWATI S.T., M.T. NIP. 1970092820050122001

BAB III

NERACA MASSA

Kapasitas Produksi : 50.000 ton/tahun (Kemurnian Metil Salisilat (99%))

Operasi Pabrik : 330 hari/tahun

Basis Produksi : 1 jam operasi

Produk : Metil Salisilat ($C_8H_8O_3$)

Bahan Baku : Metanol (CH_3OH) dan Asam Salisilat ($C_7H_6O_3$)

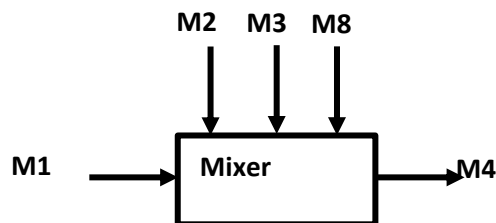
Basis Perhitungan : 1 jam operasi

Kapasitas Produksi : Produksi Metil Salisilat =

$$\frac{50.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330} \times \frac{1 \text{ hari}}{24} = 6.313,1313 \text{ kg/jam}$$

a. Mixer-01 (M-130)

Fungsi : Sebagai tempat pertemuan antara aliran bahan baku metanol dan asam salisilat serta katalis asam sulfat



$$\text{Neraca Massa Total} = M1 + M2 + M3 + M10 = M4$$

Dimana : $M1$ = Aliran bahan baku metanol dari PT KMI (kg/jam)

$M2$ = Aliran bahan baku asam salisilat dari storage (F-120) (kg/jam)

$M3$ = Aliran katalis asam sulfat dari storage (F-110) (kg/jam)

$M8$ = Aliran recycle metanol dari top distilasi (D-150) (kg/jam)

$M4$ = Aliran output mixer menuju reaktor (R-130) (kg/jam)

Tabel 3.1. Aliran Neraca Massa Mixer (M-130) Kondisi Started

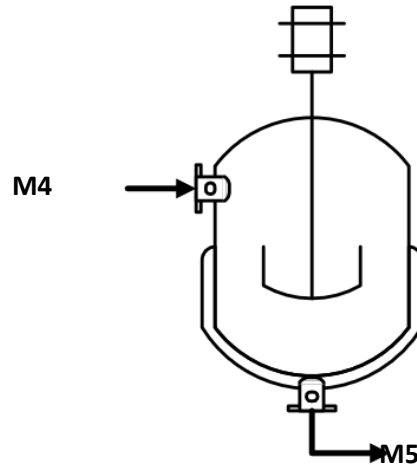
Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
Dari Storage Metanol (M1)			ke Reaktor (R-140) (M4)		
CH ₃ OH	=	11.080,3324	CH ₃ OH	=	11.080,3324
H ₂ O	=	16,6455	C ₇ H ₆ O ₃	=	5.972,9917
Dari Storage Asam Salisilat (F-120) (M2)			H ₂ O		
C ₇ H ₆ O ₃	=	5.972,9917	C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150
C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150	H ₂ SO ₄	=	1.340,6388
Dari Storage Asam Sulfat (F-110) (M3)					
H ₂ SO ₄	=	1.340,6388			
H ₂ O	=	27,3600			
Dari top Kolom Destilasi (D-150) (M8)					
CH ₃ OH	=	0,0000			
H ₂ O	=	0,0000			
Total	=	18.467,9834	Total	=	18.467,9834

Tabel 3.2. Aliran Neraca Massa Mixer (M-130) Kondisi Recycle

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
Dari Storage Metanol (M1)			ke Reaktor (R-140) (M4)		
CH ₃ OH	=	1.495,1412	CH ₃ OH	=	11.080,3324
H ₂ O	=	2,2427	C ₇ H ₆ O ₃	=	5.972,9917
Dari Storage Asam Salisilat (F-120) (M2)			H ₂ O		
C ₇ H ₆ O ₃	=	5.972,9917	C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150
C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150	H ₂ SO ₄	=	1.340,6388
Dari Storage Asam Sulfat (F-110) (M3)					
H ₂ SO ₄	=	1.340,6388			
H ₂ O	=	27,3600			
Dari top Kolom Destilasi (D-150) (M8)					
CH ₃ OH	=	9.585,1912			
H ₂ O	=	14,4028			
Total	=	18.467,9834	Total	=	18.467,9834

b. Reaktor 01 (R-140)

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya reaksi antara *fresh feed* metanol dan asam salisilat untuk membentuk metil salisilat.



Neraca Massa Total : $M4 = M5$

Dimana : $M4 =$ Aliran *input* dari reaktor (kg/jam)

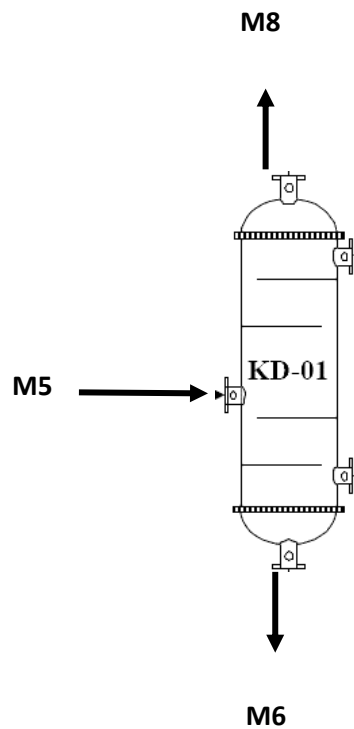
$M5 =$ Aliran *ouput* menuju kolom destilasi (kg/jam)

Tabel 3.3. Aliran Neraca Massa Reaktor (R-140)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari Mixer (M-130) (M4)		ke Kolom Destilasi (D-150) (M5)	
CH ₃ OH	= 11.080,3324	CH ₃ OH	= 9.764,5429
C ₇ H ₆ O ₃	= 5.972,9917	C ₇ H ₆ O ₃	= 298,6496
C ₈ H ₈ O ₃	= 0,0000	C ₈ H ₈ O ₃	= 6.250,0000
H ₂ O	= 44,0054	H ₂ O	= 784,1370
C ₆ H ₅ OCOOH	= 30,0150	C ₆ H ₅ OCOOH	= 30,0150
H ₂ SO ₄	= 1.340,6388	H ₂ SO ₄	= 1.340,6388
Total	= 18.467,9834	Total	= 18.467,9834

c. Kolom Destilasi (D-150)

Fungsi : Sebagai tempat pemisahan senyawa produk Metil Salisilat terhadap kandungan lain berdasarkan fraksi-fraksinya.



Neraca Massa Total : $M5 = M6 + M8$

Dimana : $M5$ = Aliran *input* dari reaktor (kg/jam)

$M8$ = Aliran *output top* menuju E-151 (kg/jam)

$M6$ = Aliran *output bottom* menuju E-156 (kg/jam)

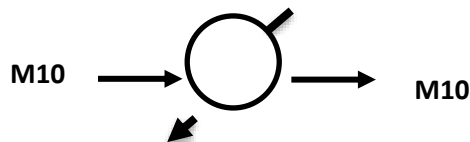
Tabel 3.4. Aliran Neraca Massa Kolom Destilasi (D-150)

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
Dari Reaktor (R-140) (M5)			ke Condenser (E-151) (M8)		
CH ₃ OH	=	9.764,5429	CH ₃ OH	=	9.702,7522
C ₇ H ₆ O ₃	=	298,6496	C ₇ H ₆ O ₃	=	0,0000
C ₈ H ₈ O ₃	=	6.250,0000	C ₈ H ₈ O ₃	=	0,0000
H ₂ O	=	784,1370	H ₂ O	=	5,0704
C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150	C ₆ H ₅ OCOOH	=	0,0000
H ₂ SO ₄	=	1.340,6388	H ₂ SO ₄	=	0,0000
			9.707,8226		
			ke Reboiler (E-156) (M6)		
			CH ₃ OH	=	63,1313
			C ₇ H ₆ O ₃	=	298,6496

			$C_8H_8O_3$	=	6.250,0000
			H_2O	=	779,0673
			C_6H_5OCOOH	=	30,0150
			H_2SO_4	=	1.340,6388
					8.761,5020
Total	=	18.467,9834	Total	=	18.467,9834

d. Condenser (E-151)

Fungsi : Untuk mengkondensasikan seluruh komponen keluaran top Kolom Destilasi (D-150)



Neraca Massa Total : $M10 = M10$

Dimana : $M10 = \text{Aliran input dari top Kolom Destilasi (kg/jam)}$

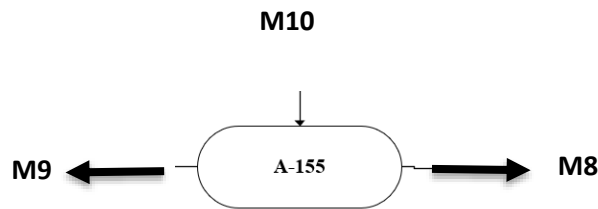
$M10 = \text{Aliran output menuju Accumulator (kg/jam)}$

Tabel 3.5. Aliran Neraca Massa Condenser (E-151)

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
Dari Kolom Destilasi (D-150) (M10)			Ke Accumulator (A-155) (M8)		
CH_3OH	=	9.702,7522	CH_3OH	=	9.702,7522
$C_7H_6O_3$	=	0,0000	$C_7H_6O_3$	=	0,0000
$C_8H_8O_3$	=	0,0000	$C_8H_8O_3$	=	0,0000
H_2O	=	5,0704	H_2O	=	5,0704
C_6H_5OCOOH	=	0,0000	C_6H_5OCOOH	=	0,0000
H_2SO_4	=	0,0000	H_2SO_4	=	0,0000
Total	=	9.707,8226	Total	=	9.707,8226

e. Accumulator (A-155)

Fungsi : Menampung hasil kondensasi dari E-151 dan membagi aliran destilat dan refluks



Neraca Massa Total : $M10 = M8 + M9$

Dimana : $M10$ = Aliran masuk dari *ouput* Condenser (E-151) (kg/jam)

$M9$ = Aliran refluks menuju Kolom Destilasi (D-150) (kg/jam)

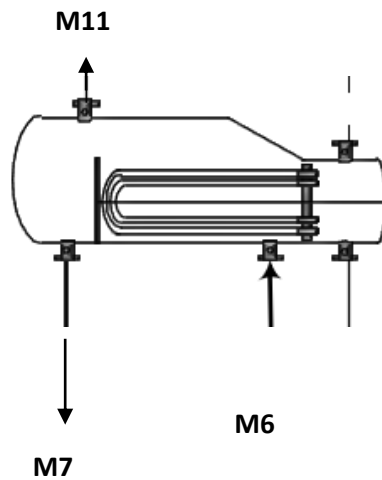
$M8$ = Aliran destilat menuju ke Mixer (M-130) (kg/jam)

Tabel 3.6. Aliran Neraca Massa Accumulator (A-155)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari Condenser (E-151) (M10)		ke Kolom Destilasi (D-150) (M9)	
CH ₃ OH	= 9701,4116	CH ₃ OH	= 1,3406
C ₇ H ₆ O ₃	= 0,0000	C ₇ H ₆ O ₃	= 0,0000
C ₈ H ₈ O ₃	= 0,0000	C ₈ H ₈ O ₃	= 0,0000
H ₂ O	= 5,0697	H ₂ O	= 0,0007
C ₆ H ₅ OCOOH	= 0,0000	C ₆ H ₅ OCOOH	= 0,0000
H ₂ SO ₄	= 0,0000	H ₂ SO ₄	= 0,0000
			1,3413
		ke Mixer (M-130) (M8)	
		CH ₃ OH	= 9.706,4814
		C ₇ H ₆ O ₃	= 0,0000
		C ₈ H ₈ O ₃	= 0,0000
		H ₂ O	= 5,0697
		H ₂ SO ₄	= 0,0000
			9.706,4814
Total	= 9.707,8226	Total	= 9.707,8226

f. Reboiler (E-156)

Fungsi : Untuk menguapkan kembali sebagian *liquid bottom product* D-150



Neraca Massa Total : $M6 = M7 + M11$

Dimana : $M6$ = Aliran masuk dari *bottom product* (D-150)(kg/jam)

$M11$ = Aliran *boil up* Reboiler (E-156) (kg/jam)

$M7$ = Aliran *heavy product* menuju netralizer (R-160) (kg/jam)

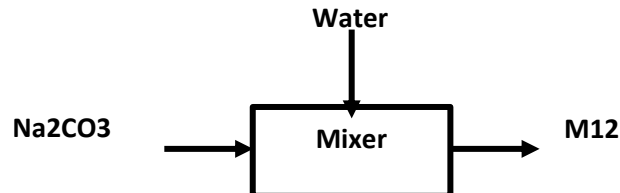
Tabel 3.7. Aliran Neraca Massa Reboiler (E-156)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari Kolom Destilasi (D-150) (M6)		ke Kolom Destilasi (D-150) (M11)	
CH ₃ OH	= 250,1767	CH ₃ OH	= 187,0454
C ₇ H ₆ O ₃	= 1.183,4887	C ₇ H ₆ O ₃	= 884,8391
C ₈ H ₈ O ₃	= 24.767,5024	C ₈ H ₈ O ₃	= 18.517,5024
H ₂ O	= 3.087,2882	H ₂ O	= 2.308,2209
C ₆ H ₅ OCOOH	= 118,9436	C ₆ H ₅ OCOOH	= 88,9286
H ₂ SO ₄	= 5.312,6389	H ₂ SO ₄	= 3.972,0451
		25.958,5815	
		ke Netralizer (R-160) (M7)	
		CH ₃ OH	= 63,1313
		C ₇ H ₆ O ₃	= 298,6496
		C ₈ H ₈ O ₃	= 6.250,0000
		H ₂ O	= 779,0673
		C ₆ H ₅ OCOOH	= 30,0150
		H ₂ SO ₄	= 1.340,6388

					8.761,5020
Total	=	34.720,0835	Total	=	34.720,0835

g. Mixer-02 (M-170)

Fungsi : Sebagai tempat pertemuan antara aliran natrium karbonat dan air pengencer



Neraca Massa Total = water + Na₂CO₃ = M12

Dimana : Na₂CO₃ = Aliran masuk natrium karbonat (kg/jam)

water = Aliran air pengencer dari utilitas (kg/jam)

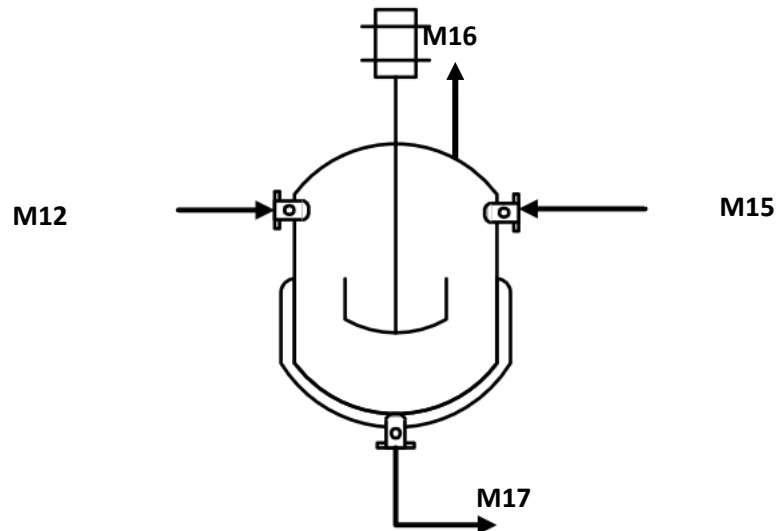
M12 = Aliran output mixer menuju netralizer (kg/jam)

Tabel 3.8. Aliran Neraca Massa Mixer (M-170)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari Storage		ke Netralizer (R-160) (M12)	
Na ₂ CO ₃	= 1.564,7774	Na ₂ CO ₃	= 1.564,7774
NaHCO ₃	= 12,6192	NaHCO ₃	= 12,6192
Dari Utilitas		H ₂ O	
H ₂ O	= 29.730,7715		= 29.730,7715
Total	= 31.308,1681	Total	= 31.308,1681

h. Netralizer (R-160)

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya reaksi netralisasi katalis asam sulfat dan asam salisilat sisa dengan basa natrium karbonat



Neraca Massa Total : $M12 + M15 = M16 + M17$

Dimana : $M7$ = Aliran *input* dari reboiler (E-156) (kg/jam)

$M12$ = Aliran *input* dari mixer (M-170) (kg/jam)

$M14$ = Aliran *ouput* gas dibuang ke udara (kg/jam)

$M13$ = Aliran *ouput* menuju decanter (D-180) (kg/jam)

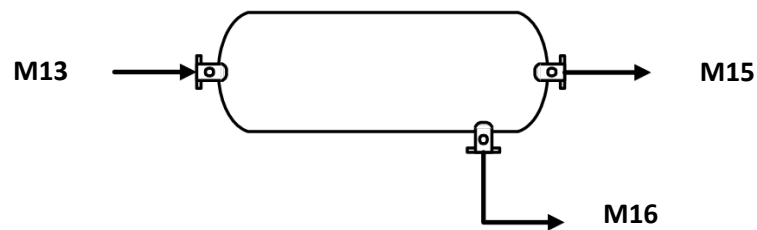
Tabel 3.9. Aliran Neraca Massa Netralizer (R-160)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari Reboiler (E-156) (M7)		ke Decanter (D-180) (M13)	
CH ₃ OH	= 63,1313	CH ₃ OH	= 63,1313
C ₇ H ₆ O ₃	= 298,6496	C ₇ H ₆ O ₃	= 0,0000
C ₈ H ₈ O ₃	= 6.250,0000	C ₈ H ₈ O ₃	= 6.250,0000
H ₂ O	= 779,0673	H ₂ O	= 30.775,5557
C ₆ H ₅ OCOOH	= 30,0150	C ₆ H ₅ OCOOH	= 30,0150
H ₂ SO ₄	= 1.340,6388	H ₂ SO ₄	= 0,0000
	8.761,5020	Na ₂ CO ₃	= 0,0000
Dari Mixer-02 (M-170) (M12)		Na ₂ HCO ₃	= 12,6192
Na ₂ CO ₃	= 1564,7774	Na ₂ SO ₄	= 1942,5583
NaHCO ₃	= 12,6192	C ₇ H ₅ O ₃ Na	= 346,2604
H ₂ O	= 29.730,7715		39.4420,1399

31.308,1681		Ke udara (M14)	
		CO ₂	= 649,5303
Total	=	40.069,6701	Total = 40.069,6701

i. Decanter (D-510)

Fungsi : Memisahkan fase organik dan fase aqueous dengan prinsip perbedaan densitas campuran



Neraca Massa Total = M13 = M15 + M16

Dimana : M13 = Aliran *input* dari netralizer (R-160) (kg/jam)

M15 = Aliran *output* menuju pengolahan limbah (kg/jam)

M16 = Aliran *output* menuju ke pengemasan (kg/jam)

Tabel 3.10. Aliran Neraca Massa Decanter (D-180)

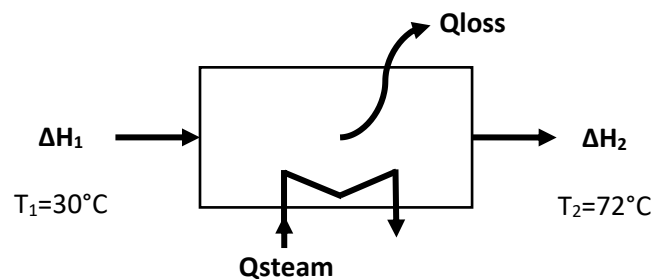
Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari Netralizer (R-160) (M13)		ke pengolahan limbah (M15)	
CH ₃ OH	= 63,1313	H ₂ O	= 30.775,5557
C ₈ H ₈ O ₃	= 6.250,0000	C ₆ H ₅ OCOOH	= 30,0150
H ₂ O	= 30.775,5557	Na ₂ HCO ₃	= 12,6192
C ₆ H ₅ OCOOH	= 30,0150	Na ₂ SO ₄	= 1942,5583
Na ₂ HCO ₃	= 12,6192	C ₇ H ₅ O ₃ Na	= 346,2604
Na ₂ SO ₄	= 1942,5583	33.107,0086	
C ₇ H ₅ O ₃ Na	= 346,2604	Ke Tanki (F-190) (M16)	
		CH ₃ OH	= 63,1313
		C ₈ H ₈ O ₃	= 6.250,0000
		6.313,1313	
Total	=	39.420,1399	Total = 39.420,1399

BAB IV NERACA PANAS

Kapasitas Produksi	: 50000 ton
	: 6313.1313 kg/jam
Waktu Operasi	: 330 hari/tahun
Satuan operasi	: kJ/jam
Suhu referensi	: 25° C

1. Heater-01 (E-112)

Fungsi : Memanaskan asam sulfat hingga suhu 72°C



Persamaan Neraca panas : $\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$

Dimana :

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk heater (kJ/jam)

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar heater (kJ/jam)

Q_{steam} = Panas yang terkandung pada pemanas (kJ/jam)

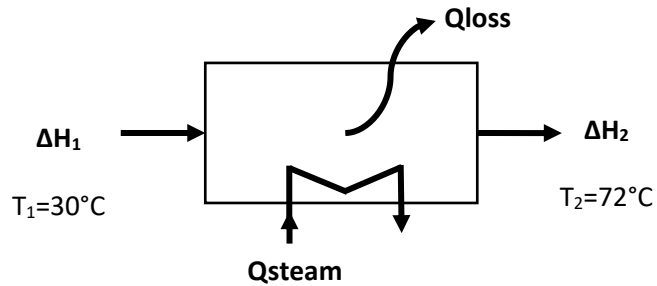
Q_{loss} = Panas yang hilang (kJ/jam)

Tabel 4.1. Aliran Neraca Panas Total pada Heater 01 (E-112)

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	10.172,4498	-
Q2	-	97.467,7582
Q3	125.635,4367	-
Q4	-	38.340,1283
Total	135.807,8864	135.807,8864

2. Heater-02 (E-132)

Fungsi : Memanaskan output mixer-01 hingga suhu 72°C



Persamaan Neraca panas : $\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$

Dimana :

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk heater (kJ/jam)

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar heater (kJ/jam)

Q_{steam} = Panas yang terkandung pada pemanas (kJ/jam)

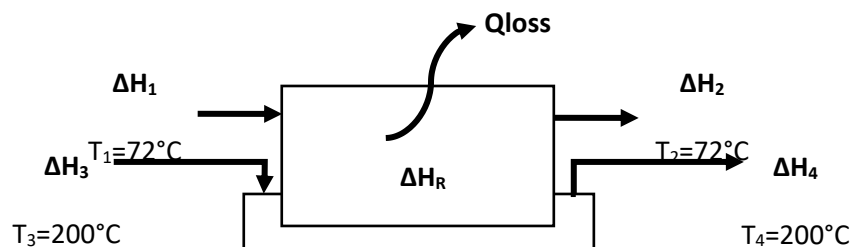
Q_{loss} = Panas yang hilang (kJ/jam)

Tabel 4.2. Aliran Neraca Panas Total pada Heater 02 (E-132)

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	175.476,3200	-
Q2	-	1.706.796,5787
Q3	2.203.876,6214	-
Q4	-	672.556,3626
Total	2.379.352,9413	2.379.352,9413

3. Reaktor 1 (R-140)

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya reaksi antara fresh feed metanol dan asam salisilat untuk membentuk metil salisilat.



Persamaan Neraca panas :

Panas Masuk = Panas Keluar

$$\Delta H_1 + \Delta H_3 + \Delta H_R = \Delta H_2 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + (\Delta H_4 - \Delta H_3) + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + Q_{\text{coller}} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk reaktor (kJ/jam)

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar reaktor (kJ/jam)

ΔH_3 = Aliran panas pendingin masuk reaktor (kJ/jam)

ΔH_4 = Aliran panas pendingin keluar reaktor (kJ/jam)

Q_{loss} = Panas yang hilang (kJ/jam)

ΔH_R = Aliran panas Reaksi (kJ/jam)

Q_{coller} = Panas yang terserap dalam air pendingin

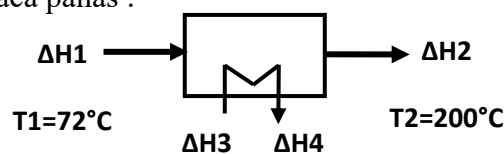
Tabel 4.3. Aliran Neraca Panas Total pada Reaktor 01 (R-140)

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	1.804.264,3369	-
Q2	-	1.942.100,7121
Qr	-	69.544.627,5371
Q3	100.287.025,0410	-
Q4	-	30.604.561,1288
Total	102.091.289,3779	102.091.289,3779

4. Heater-03 (E-142)

Fungsi : Memanaskan output Reaktor 1 hingga suhu 200°C

Persamaan Neraca panas :



$$\text{Panas Masuk} = \text{Panas Keluar}$$

$$\Delta H_1 + \Delta H_3 = \Delta H_2 + \Delta H_4$$

Dimana :

ΔH_1 = Aliran panas bahan masuk heater (kJ/jam)

ΔH_2 = Aliran panas bahan keluar heater (kJ/jam)

ΔH_3 = Aliran panas bahan keluar cooler (kJ/jam)

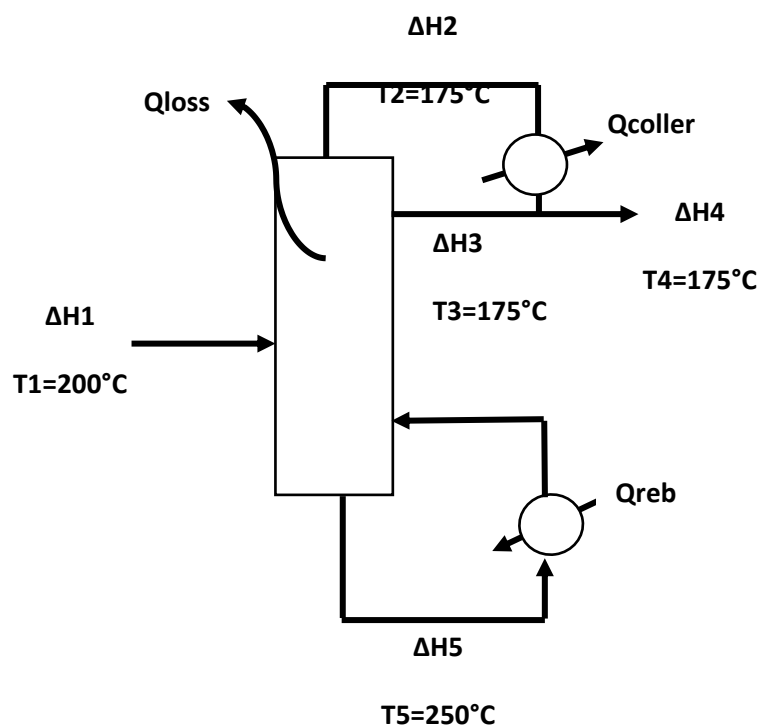
ΔH_4 = Aliran panas pendingin masuk cooler (kJ/jam)

Tabel 4.4. Aliran Neraca Panas Total pada Heater-03 (E-142)

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	1.942.100,7121	-
Q2	-	7.916.498,4780
Q3	9.752.520,3014	-
Q4	-	3.778.122,5355
Total	11.694.621,0135	11.694.621,0135
Total	102.091.289,3779	

5. Kolom Destilasi (D-150)

Fungsi : Sebagai tempat pemisahan senyawa produk Metil Salisilat terhadap kandungan lain berdasarkan fraksi-fraksinya.



Persamaan Neraca panas :

$$\begin{aligned} \text{Panas Masuk} &= \text{Panas Keluar} \\ \Delta H1 + \Delta H5 &= \Delta H2 + \Delta H3 + \Delta H4 \end{aligned}$$

Dimana :

$\Delta H1$ = Aliran panas masuk kolom destilasi (kJ/jam)

$\Delta H5$ = Aliran panas masuk kolom destilasi (kJ/jam)

$\Delta H2$ = Aliran panas keluar kolom destilasi (kJ/jam)

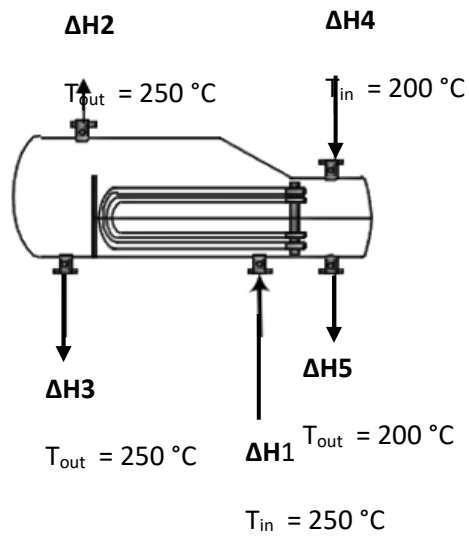
$\Delta H3$ = Aliran panas keluar kolom destilasi (kJ/jam)

$\Delta H4$ = Aliran panas keluar kolom destilasi (kJ/jam)

Tabel 4.5. Aliran Neraca Panas Total pada Kolom Destilasi (D-150)

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	7.916.498,4780	-
Q5	4.401.700,1888	-
Q3	-	2.556.201,6527
Q2	-	3.985.942,3388
Q4	-	5.776.054,6754
Total	12.318.198,6669	12.318.198,6669

Reboiler (E-156)

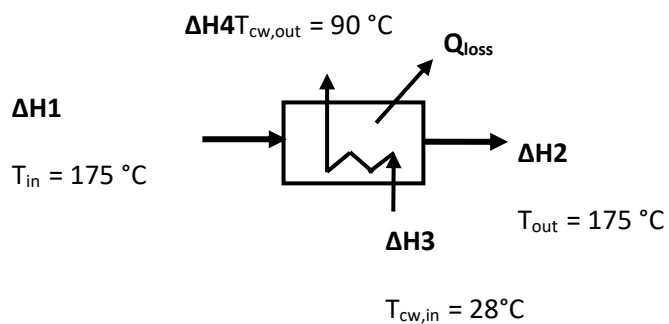


Tabel 4.6. Aliran Neraca Panas Reboiler (E-156)

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	3.985.942,3388	-
Q2	-	4.401.700,1888
Q3	-	3.985.942,3388
Q4	8.612.655,5454	-
Q5	-	4.210.955,3565
Total	12.598.597,8842	12.598.597,8842

Condenser (E-151)

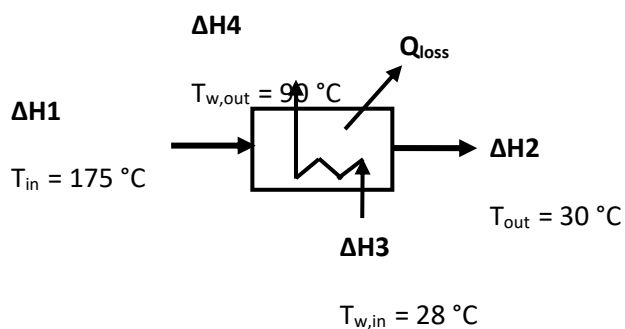
Neraca Panas Condenser (E-151)



Tabel 4.7. Aliran Neraca Panas Condenser (E-151)

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas keluar (kJ/jam)
Q1	2.556.554,8746	-
Q2	-	4.081.896,5399
Q lv	7.301.749,5627	-
Q3	279.503,6079	-
Q4	-	6.055.911,5053
Total	10.724.765,6218	10.724.765,6218

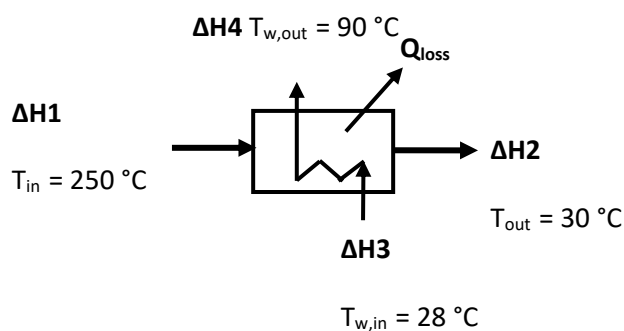
6. Cooler (E-122)



Tabel 4.8. Neraca Panas Cooler 01 (E-122)

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	492.123,3385	-
Q2	-	61.430,4144
Q3	20.839,9802	-
Q4	-	451.532,9043
Total	512.963,3187	512.963,3187

7. Cooler (E-154)

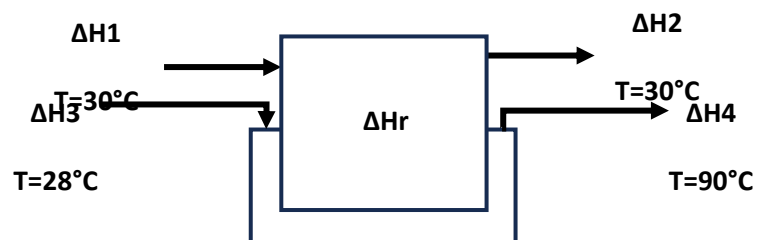


Tabel 4.9. Aliran Neraca Panas Cooler 02 (E-154)

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	3.985.942,3388	-
Q2	-	80.711,3962
Q3	188.962,7875	-
Q4	-	4.094.193,7302
Total	4.174.905,1264	4.174.905,1264

8. Netralizer (R-160)

Neraca Massa Reaktor (R-410)



Tabel 4.10. Aliran Neraca Panas Netralizer (R-160)

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	707.724,9469	-
Q2	-	708.085,7353
Qr	-	-3.302.142,6783
Q3	159.763,6398	-
Q4	-	3.461.545,5297
Total	867.488,5867	867.488,5867

BAB V

SPESIFIKASI ALAT

Tabel 5.1. Spesifikasi peralatan

No	Nama Alat	Kode	Tipe	Dimensi	Bahan Kostruksi
1	Bucket Elevator	J-124	<i>Supercapacity Continuous Bucket Elevator</i>	Temperature design = 30 °C Tekanan design = 1 atm Kapasitas = 7,2036ton/jam Power = 1 Hp	<i>Carbon steel</i>
2	Pompa-01	L-111	<i>Centrifugal radial pump</i>	Temperatur, °C = 30 Densitas, kg/m ³ = 1.810,7084 Laju alir massa, kg/jam = 6.003,0067 Viskositas, cp = 19,2419 Tekanan uap, psi = 0,0123 Safety factor, % = 10 Kapasitas pompa, gal/min = 16,0564 Volumetric Flowrate, ft ³ /s = 0,0358	<i>Carbon steel</i>
3	Pompa-02	L-121	<i>Centrifugal radial pump</i>	Temperatur, °C = 30 Densitas, kg/m ³ = 1.810,7084 Laju alir massa, kg/jam = 11096,9779 Viskositas, cp = 0,5136 Tekanan uap, psi = 3,1305 Safety factor, % = 10 Kapasitas pompa, gal/min = 68,4816 Volumetric Flowrate, ft ³ /s = 0,1526	<i>Carbon steel</i>
4	Pompa-03	L-131	<i>Centrifugal radial pump</i>	Temperatur, °C = 30 Densitas, kg/m ³ = 604,7101 Laju alir massa, kg/jam = 18467,9834 Viskositas, cp = 5,1611 Tekanan uap, psi = 1,8927 Safety factor, % = 10 Kapasitas pompa, gal/min = 147,9110	<i>Carbon steel</i>

				Volumetric Flowrate, ft ³ /s = 0,3295	
5	Pompa-04	L-141	<i>Centrifugal radial pump</i>	Temperatur, °C = 72 Densitas, kg/m ³ = 838,1298 Laju alir massa, kg/jam = 18467,9834 Viskositas, cp = 0,4752 Tekanan uap, psi = 160,7328 Safety factor, % = 10 Kapasitas pompa, gal/min = 106,7177 Volumetric Flowrate, ft ³ /s = 0,3295	<i>Carbon steel</i>
6	Pompa-05	L-152	<i>Centrifugal radial pump</i>	Temperatur, °C = 200 Densitas, kg/m ³ = 556,8603 Laju alir massa, kg/jam = 9706,4814 Viskositas, cp = 0,0839 Tekanan uap, psi = 585,8200 Safety factor, % = 10 Kapasitas pompa, gal/min = 84,4197 Volumetric Flowrate, ft ³ /s = 0,1881	<i>Carbon steel</i>
7	Pompa-06	L-153	<i>Centrifugal radial pump</i>	Temperatur, °C = 250 Densitas, kg/m ³ = 976,2332 Laju alir massa, kg/jam = 8761,5020 Viskositas, cp = 0,8735 Tekanan uap, psi = 0,4980 Safety factor, % = 10 Kapasitas pompa, gal/min = 43,4664 Volumetric Flowrate, ft ³ /s = 0,0968	<i>Carbon steel</i>
8	Pompa-07	L-171	<i>Centrifugal radial pump</i>	Temperatur, °C = 30 Densitas, kg/m ³ = 1022,8753 Laju alir massa, kg/jam = 29730,7715 Viskositas, cp = 0,8150 Tekanan uap, psi = 0,6162 Safety factor, % = 10 Kapasitas pompa, gal/min = 140,7706 Volumetric Flowrate, ft ³ /s = 0,3136	<i>Carbon steel</i>

9	Pompa-08	L-172	<i>Centrifugal radial pump</i>	Temperatur, °C = 30 Densitas, kg/m ³ = 1099,1754 Laju alir massa, kg/jam = 31308,1681 Viskositas, cp = 0,8388 Tekanan uap, psi = 0,5851 Safety factor, % = 10 Kapasitas pompa, gal/min = 137,9491 Volumetric Flowrate, ft ³ /s = 0,3074	<i>Carbon steel</i>
10	Pompa-09	L-161	<i>Centrifugal radial pump</i>	Temperatur, °C = 30 Densitas, kg/m ³ = 1101,8663 Laju alir massa = 39420,1399kg/jam Viskositas, cp = 1,1163 Tekanan uap, psi = 0,4784 Safety factor, % = 10 Kapasitas pompa = 173,2677 gal/min Volumetric Flowrate = 0,3860 ft ³ /s	<i>Carbon steel</i>
11	Pompa-10	L-181	<i>Centrifugal radial pump</i>	Temperatur, °C = 60 Densitas, kg/m ³ = 1131,8812 Laju alir massa = 6313,1313 kg/jam Viskositas, cp = 1,9451 Tekanan uap, psi = 0,3162 Safety factor, % = 10 Kapasitas pompa, = 27,0130 gal/min Volumetric Flowrate = 0,0602 ft ³ /s	<i>Carbon steel</i>
12	Belt Conveyor	J-123	<i>Througed belt on 20° idlers</i>	Temperature Desain = 30 °C Tekanan Desain = 1 atm Kapasitas = 7,2036 ton/jam Power = 2,6920 Hp	Polimer
13	Mixing Tank	M-130	<i>Silinder vertical dengan ellipsoidal head</i>	Temperatur Desain = 30 °C Tekanan Desain = 1 Atm Kapasitas = 6,1080 m ³ Kecepatan putaran pengaduk = 37,6038 rpm	<i>Stainless steel</i>

				Tenaga pengaduk = 0,0031 Hp	
14	Mixing Tank	M-170	<i>Silinder vertical dengan ellipsoidal head</i>	Temperatur Desain = 30 °C Tekanan Desain = 1 Atm Kapasitas = 5,6326 m ³ Kecepatan putaran pengaduk = 32,2941 rpm Tenaga pengaduk = 0,0036 Hp	<i>Stainless steel</i>
15	Tangki Penampung Asam Sulfat	F-120	Silinder Vertikal dengan Ellipsoidal Head	Tekanan desain = 1 atm Kapasitas = 139,6173 m ³ Diameter vessel = 5,2039 m Tinggi vessel = 9,1068 m Tebal dinding vessel = 0,0037 m	<i>Stainless Steel 316</i>
16	Silo Tank	F-190	Silinder vertical dengan alas kerucut	Temperatur Desain = 30 °C Tekanan Desain = 1 Atm Kapasitas = 4.417,4247 m ³ Diameter vessel = 13,3415 m Tinggi vessel = 38,1048 m Tebal dinding vessel = 0,0088 m	<i>Stainless Steel 316</i>
17	Storage Penampung Produk	F-192	Gudang persegi	Temperature design = 30 °C Tekanan design = 1 atm Kapasitas = 1.091,3269 m ³ Lama Penyimpanan = 7 Hari	<i>Beton, Baja, Asbes</i>
18	Storage Asam Salisilat	F-120	Gudang persegi	Temperature design = 30 °C Tekanan design = 1 atm Kapasitas = 840,3626 m ³ Lama Penyimpanan = 7 Hari	<i>Beton, Baja, Asbes</i>
19	Heater	E-132	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>	Rd Calculated = 0,0030 UC = 32,3984 UD = 29,5284 IPS = 6 in SN = 40 OD = 6,625 in ID = 6,025 in	<i>Stainless Steel 316</i>

				a'' = 1,734 ft ²	
20	Reboiler	E-156	Shell and Tube Heat Exchanger	Rd Calculated = 0,0029 UC = 139,7446 UD = 99,7654 Panjang = 12 ft OD = 1 in BWG = 18 Pitch = 1,25 in- triangular pitch Pass = 6 ΔP = 1,4273	Stainless Steel 316
21	Cooler	E-122	Shell and Tube Heat Exchanger	Rd Calculated = 0,0007 UC = 53,3885 UD = 51,5509 Panjang = 12 ft OD = 1 in BWG = 14 Pitch = 1,25 in- triangular pitch Pass = 2 ΔP = 2,8630	Stainless Steel 316
22	Condenser	A-155	Shell and Tube Heat Exchanger	Diameter = 9,4356 m Tinggi = 4,6537 m Tebal = 0,0090 m	Stainless Steel 316
23	Hopper	H-133	-	Diameter = 0,1395 m Tinggi = 5,0774 m Tebal = 0,0090 m	Stainless Steel 316
24	Accumulator	A-155	Silinder vertical dengan head type ellipsoidal	Kapasitas = 9,3411 m ³ Tekanan = 2,5053 atm Temperatur = 67,2271 oC Diameter = 1,8654 m OD = 1,8796 m Panjang = 3,7307 m Tebal Dinding = 0,0071 m	Carbon Steel

25	Reaktor 2 - Netralizer	R- 160	<i>Continuous Flow Stirred Tank Reaktor</i>	Temperatur = 30 °C Tekanan = 1 atm Kapasitas = 44,4094 m ³ Dimensi vessel : Diameter = 3,1365 m Outside diameter = 3,1385 m Tinggi silinder = 4,7048 m Tinggi total tangki = 6,2731 m Tinggi liquid = 3,1365 m Diameter impeller = 1,0455 m Tebal silinder = 0,0025 m Tebal head = 0,0010 m Putaran = 0,5912 rpm Tebal jacket = 0,0079 m	<i>Stainless Steel 316</i>
----	---------------------------	-----------	---	--	--------------------------------

BAB VI

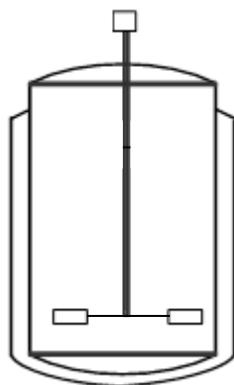
PERANCANGAN ALAT UTAMA

1. REAKTOR (R-140)

Fungsi : Tempat mereaksikan Metanol dengan asam salisilat dengan bantuan katalis asam sulfat

Tipe : *Continuous Stirred Tank Reactor*

Gambar :



Gambar 6.1. Reaktor CSTR

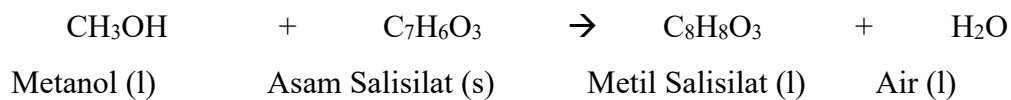
Kondisi Operasi:

T = 72,0000 °C = 345,1500 K

P = 2,0000 atm

Waktu reaksi = 1 jam

Persamaan Reaksi:



Perhitungan

Laju Alir massa = 18.467,9834 kg/jam

Densitas = 1.044,3243 kg/m³

Volumetric flowrate (Q) = Laju alir massa / densitas
 = 17,6841 m³/jam

Konversi Reaktor = 95%

Metanol

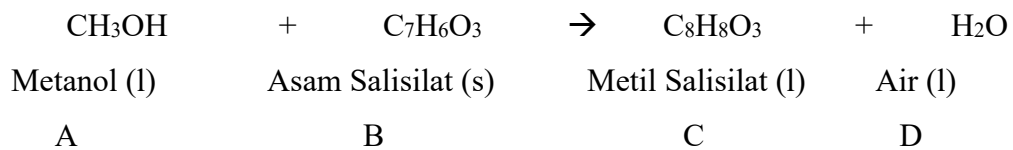
Laju Alir Molar (Fao) = 346,2604 kmol/jam

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas} &= 445,0894 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Vol flow} &= 0,7780 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 &= 19,5803 \text{ kmol/m}^3 \\
 \text{Konsentrasi mula-mula metanol, } C_{ao} &= F_{ao}/Q \\
 F_a &= F_{ao} (1-X_a) \\
 &= 17,3130 \text{ kmol/jam} \\
 C_a &= 0,9790 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}$$

Asam Salisilat

$$\begin{aligned}
 \text{Densitas} &= 465,7308 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Vol Flow} &= 0,0929 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 F_{bo} &= 43,2825 \text{ kmol/jam} \\
 C_{bo} &= 2,4475 \text{ kmol/m}^3 \\
 F_b &= 2,1641 \text{ kmol/jam} \\
 C_b &= 0,1224 \text{ kmol/m}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung Persamaan Laju Reaksi dan Volume Reaktor



$$\begin{aligned}
 X_a &= 0,9500 \\
 \delta &= - \\
 y_{Ao} &= 0,8889 \\
 \varepsilon_A &= - \\
 y_{Bo} &= 0,1111 \\
 \varepsilon_B &= - \\
 M &= 8,0000
 \end{aligned}$$

Diameter Partikel

$$\begin{aligned}
 \sigma_A &= 1,085 \text{ \AA} = 1,08527\text{E-}08 \text{ cm} \\
 \sigma_B &= 0,535 \text{ \AA} = 5,34534\text{E-}09 \text{ cm} \\
 N (\text{Bil. Avogadro}) &= 6,02 \text{ E}^{23} \\
 N &= 6,02 \text{ E}^{20} \text{ cm} \\
 R &= 0,008314 \text{ kJ/mol K} = 8,314 \text{ kJ/kmol K}
 \end{aligned}$$

T	= 345,1500 K
BM A	= 32 kg/kmol
BM B	= 138 kg/kmol

Menentukan Energi Aktivasi

$$\Delta H_f A = -189,830 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_f B = -592,1 \text{ kJ/kmol}$$

$$E = \Delta H_f - RT$$

$$E A = -3059,407 \text{ kJ/kmol}$$

$$E B = -3461,677 \text{ kJ/kmol}$$

$$E \text{ TOTAL} = -3260,542 \text{ kJ/kmol}$$

$$(-E/RT) = 1,136$$

$$k = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8\pi \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)} \cdot e^{-E/RT}$$

$$= (6,55941E^{-17}) (6,02E^{+17}) (72.083,7768) (0,038496377) (3,115048789)$$

$$= 6479,699 \text{ cm}^3/\text{Kmol.s}$$

$$k = 0,006 \text{ m}^3/\text{kmol.s}$$

Persamaan Laju Reaksi

Orde Reaksi 2

$$-r_A = k C_A C_B$$

Dimana,

$$C_A = 0,9790 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_B = 0,1224 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Maka, } -r_A = 0,0008 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

Menghitung Volume Reaktor

Berdasarkan Octave Levenspiel 3rd Ed, hal. 94 tentang steady-state mixed flow reactor, maka volume reaktor dapat diturunkan melalui persamaan material balance sebagai berikut:

$$\text{Input} = \text{Output} + \text{disappearance reaction} + \text{accumulation}$$

$$F_{A0} = F_A + -r_A V + (dC_A/dt) \quad (\text{Pers. 5-10, Levenspiel})$$

$$\text{Kondisi reaktor steady state, maka: } \frac{dC_A}{dt}$$

$$F_{A0} = F_{A0}(1 - X_A) + -r_A V$$

$$F_{A0} = F_{A0} - F_{A0} X_A + -r_A V$$

$$F_{A0} X_A = -r_A V$$

$$V = F_{A0} X_A / -r_A$$

Sehingga diperoleh persamaan volume reaktor, yaitu:

$$\tau = \frac{V}{V_0} = \frac{V C_{A0}}{F_{A0}} = \frac{C_{A0} X_A}{-r_A}$$

$$\tau = \frac{V}{V_0}$$

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

untuk densitas konstan, $\tau = t$

Maka,

$$V = \tau Q = 17,6841 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan} = 0,2000$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total reaktor} &= (100\% + 20\%) \times V \\ &= 21,2210 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Desain Mekanik Reaktor-01

1. Ukuran kolom Reaktor

Reaktor berbentuk silinder vertikal dengan ellipsoidal head pada bagian atas dan bawah.

a. Volume Silinder

$$V_s = \pi \times r^2 \times H_s$$

$$\text{Dimana tinggi silinder (Hs)} = 3/2 \text{ Dt}$$

$$V_s = \pi \times \left(\frac{D_t}{2}\right)^2 (1,5 \text{ Dt})$$

$$V_s = 0,375 \pi \text{ Dt}^3$$

- b. Volume ellipsoidal head

$$V_h = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times h$$

dimana, tinggi ellipsoidal (h)=1/4 Dt, maka:

$$V_h = \frac{\pi}{24} \times D_t^3$$

- c. Volume Total

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + 2V_h \\ &= 0,375 \pi D_t^3 + 1/24 \pi D_t^3 \\ &= 1,4392 D_t^3 \end{aligned}$$

- d. Diameter Silinder

$$D_t = \left(\frac{V_t}{1,4392} \right)^{1/3}$$

$$D_t = 2,4522 \text{ m}$$

$$r = 1,2261 \text{ m}$$

2. Tinggi Reaktor

- a. Tinggi silinder (Hs)

$$\begin{aligned} H_s &= 1,5 \times D_t \\ &= 3,6782 \text{ m} \end{aligned}$$

- b. Tinggi Ellipsoidal head (h)

$$\begin{aligned} h &= 1/4 \times D_t \\ &= 0,6130 \text{ m} \end{aligned}$$

- c. Tinggi reaktor (HR)

$$\begin{aligned} H_R &= H_s + 2h \\ &= 4,9043 \text{ m} \end{aligned}$$

3. Konfigurasi Reaktor

Konfigurasi Reaktor Kimia dengan tipe Continuous Stirred Tank Reactor menurut Stanley M. Walas dalam Chemical Process Equipment, Selection and Design, hal 568, 1990.

Standar desain pengaduk tipe turbin menurut McCabe dalam Unit Operation of Chemical Engineering Fifth Edition hal. 243 yaitu:

- a. Rasio tinggi cairan terhadap diameter tangki (HL/DT) = 1,0000
 $HL = 2,4522 \text{ m}$
- b. Rasio diameter impeller terhadap diameter tangki (Di/DT) = (1/3)
 $Di = 0,8174 \text{ m}$
- c. Rasio tinggi blade pengaduk terhadap diameter impeler (W/Di) = (1/5) W
 $= 0,1635 \text{ m}$
- d. Rasio lebar blade pengaduk terhadap diameter impeler (L/Di) = (1/4)
 $L = 0,2043 \text{ m}$
- e. Rasio lebar baffle terhadap diameter tangki (J/DT) = (1/12)
 $J = 0,2043 \text{ m}$
- f. Rasio jarak impeler dasar tangki terhadap diameter tangki (E/DT) = (1/3) E
 $= 0,8174 \text{ m}$

4. Tipe Pengaduk

Menurut Treyball (hal.161) dan Warren L. McCabe (operasi Teknik Kimia, hal 229) untuk jangkauan viskositas yang cukup luas ($10^0 - 3 \times 10^4 \text{ cP}$) maka jenis pengaduk yang biasanya digunakan secara umum adalah jenis disk flat blade turbine.

5. Tebal Dinding Silinder (t)

Untuk silinder shells,

$$t = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} \right) + C \quad (\text{Table 14-4, Peters and Timmerhaus})$$

Dimana,

r	= 1,2261 m	= 48,2708 in
S	= 18.50-	Stainless Steel
E	= 0,8500	(spot examined)
C	= 0,0150 in/years	

Menentukan tekanan desain

HL	= 2,4522 m	
Tekanan desain	= P operasi + P hidrostatik	
	= 15 atm + p g h	
pL	= 576,2531 kg/m ³	
g	= 9,8000 m ² /s	
P	= 2,0000 atm	
Tekanan desain	= 2,1367 atm	
Safety factor	= 0,1000	
Tekanan desain	= 2,3503 atm	= 34,5404 psi
Sehingga, t	= 0,1212 in	= 0,0031 m

6. Menghitung tebal dinding ellipsoidal head (th)

D	= 2,4522 m	= 96,5416 in
S	= 18.50-	Stainless Steel
E	= 0,8500	(Spot examined)
C	= 0,0150	

Maximum allowable internal pressure (P) = Pdesain - 14,7 psi
= 19,8404 psi

maka, th = 0,0759 in = 0,0019 m

Outside Diameter (OD)

$$OD = ID + 2t = 2,4560 \text{ m}$$

7. Jumlah Pengaduk

$$n = \frac{H_L \times SPGR}{Dt}$$

$$= 0,5689$$

Densitas air (40°C) = 1013 kg/m³ (Perry 8th Ed, Tabel 2-30, hal. 2-96)

$$n = 0,5689$$

Maka, digunakan 1 buah impeller

8. Kecepatan Pengaduk

$$N = \left(1,22 \times 1,25 \frac{Dt}{Di} \right) \times \left(\frac{\sigma g}{\rho_L} \right)^{0,25}$$

(Pers. 6.18 Treybal edisi 3)

$$Di = 0,8174 \text{ m}$$

$$Dt = 2,4522 \text{ m}$$

$$s = 0,0276 \text{ N/m}$$

$$g = 9,8100 \text{ m/s}^2$$

$$pL = 576,2531 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{maka, } N = 0,6736 \text{ rps}$$

$$= 40,4142 \text{ rpm}$$

9. Tenaga Pengaduk

$$N_{Ra} = \frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu_L}$$

(Fig. 6.5, Treyball edisi 3)

$$Di = 0,8174 \text{ m}$$

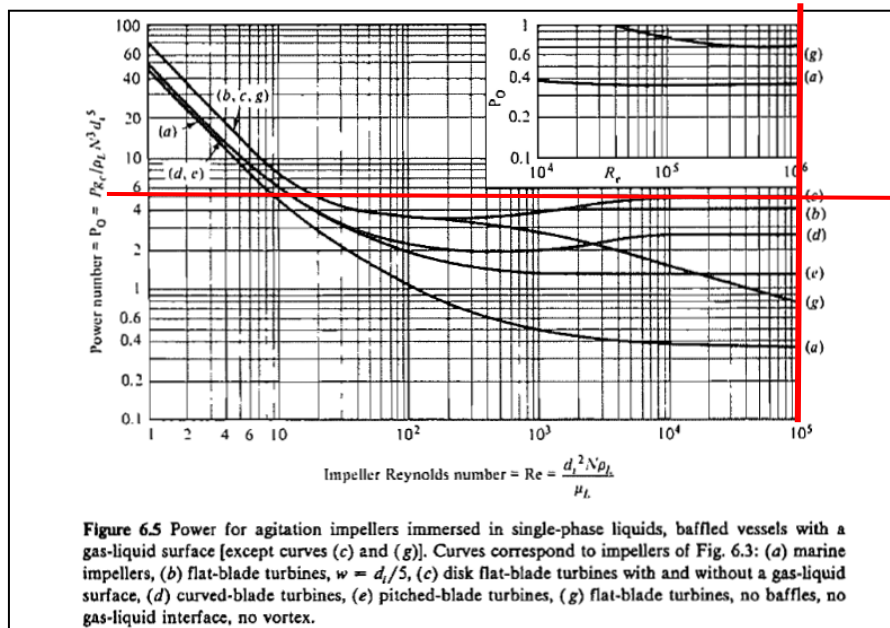
$$pL = 576,2531 \text{ kg/m}^3$$

$$uL = 0,6672 \text{ cp}$$

$$= 0,0007 \text{ kg/ms}$$

Nre

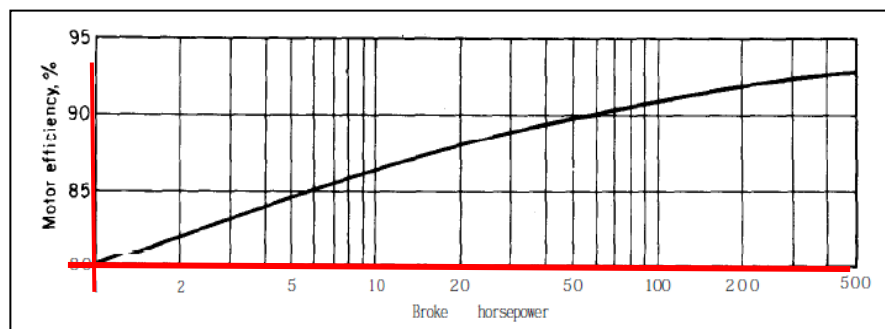
$$= 388.680,8984$$



Gambar 6.2. Bilangan Reynold dan Po

Dari Fig 6.5, didapatkan $Po = 5,0000$

$$P = 321,2656 \text{ J/s} = 0,4308 \text{ Hp}$$



Gambar 6.3. Horse Power dan motor efisiensi

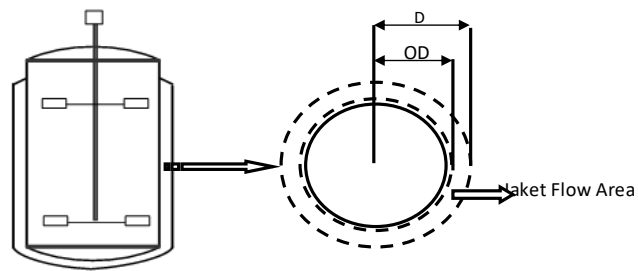
Berdasarkan Fig 14. 38 Peters, untuk BHP = 0,4308 Hp

$$\text{Didapatkan Efisiensi motor} = 0,8000$$

$$\text{maka, Motor Hourse Power (MHP)} = \text{BHP/efisiensi motor}$$

$$= 0,5385 \text{ Hp}$$

Menentukan Desain Jaket Pemanas Reaktor



Gambar 6.4. Penampang jaket reaktor

Keterangan:

$$H = 2,4522 \text{ m}$$

$$ID = 2,4522 \text{ m}$$

$$OD = 2,4560 \text{ m}$$

Dari Tabel 12.1 Typical overall coefficients, Coulson hal 637 diperoleh nilai overall heat transfer coefficient untuk cooling water:

$$U_c = 250 - 750 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Dari Tabel 12.2 fouling factor coefficients, Coulson hal 640 diperoleh nilai fouling factor untuk cooling water:

$$R_d = 3.000 - 6.000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Volume Jaket Pemanas

$$\text{Laju air steam} = 95.954,9214 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air steam} = 995,0000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 0,0074 \text{ jam}$$

$$\text{Volumetric air steam} = \frac{m}{\rho}$$

$$= 96,4371 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air steam} &= \text{Volumetric air steam} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 0,7136 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tebal Jaket Pemanas

$$V_{\text{Jaket}} = (\text{Volume Reaktor} + \text{Jaket}) - (\text{Volume Reaktor})$$

$$V_{\text{Reaktor}} + V_{\text{Jaket}} = \text{Volume Silinder} + \text{Volume head ellipsoidal (2:1)}$$

$$= \frac{1}{4} \pi (D)^2 H + \frac{1}{24} \pi (D)^3$$

$$V_{50\text{oeffic}} = \text{Volume Silinder} + \text{Volume head ellipsoidal (2:1)}$$

$$= \frac{1}{4} \pi (OD)^2 H + \frac{1}{24} \pi (OD)^3$$

Maka,

$$V_{\text{Jaket}} = \left(\frac{1}{4} \pi (D)^2 H + \frac{1}{24} \pi (D)^3 \right) - \left(\frac{1}{4} \pi (OD)^2 H + \frac{1}{24} \pi (OD)^3 \right)$$

$$= \pi H_1 (D^2 - OD^2) - \frac{1}{24} \pi (D^3 - OD^3)$$

0,7136

$$= 7,6998 (D^2 - 6,0320) - 0,1308 (D^3 - 14,8147)$$

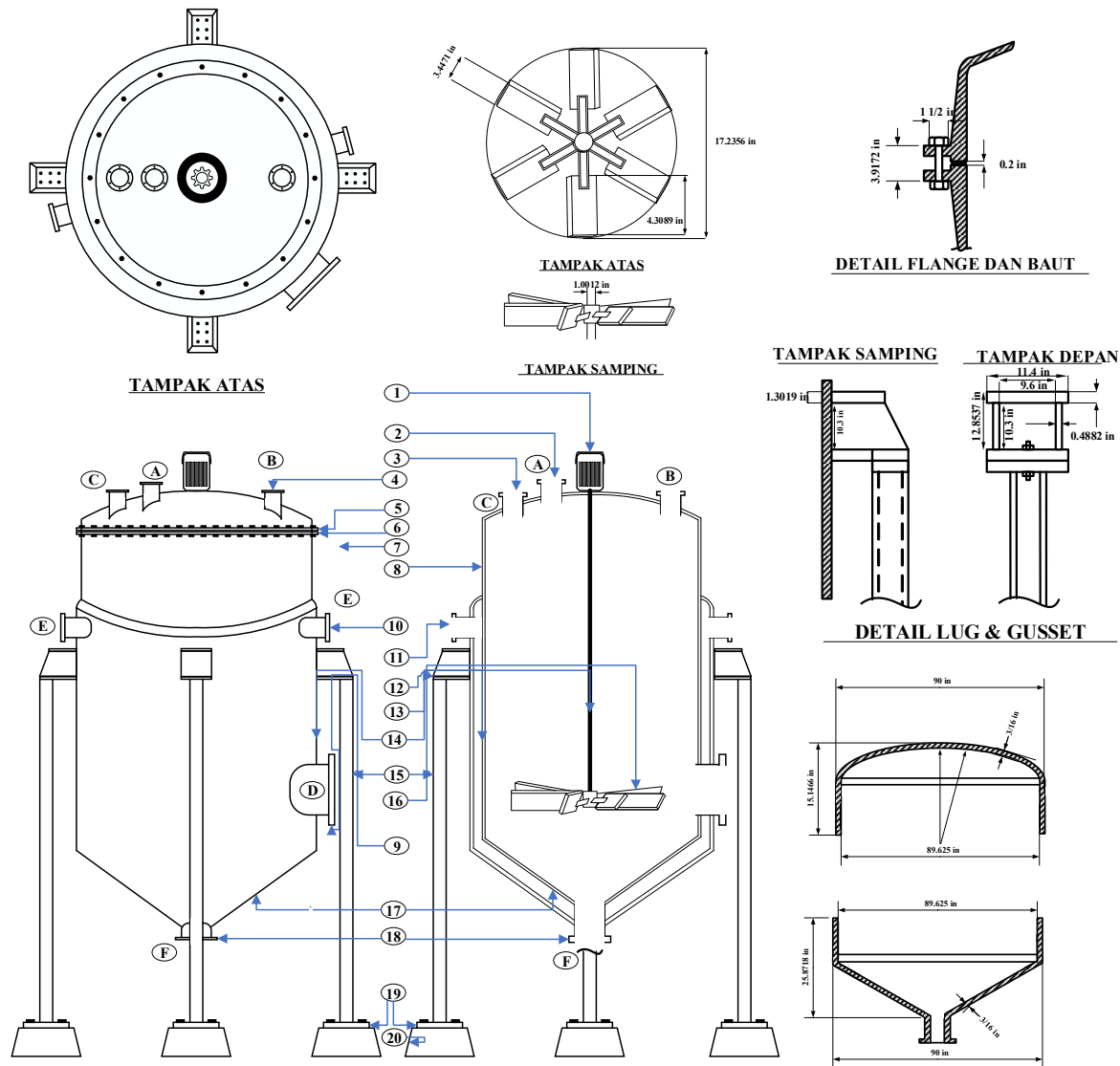
$$= 7,6998 D^2 - 46,4450 - 0,1308 D^3 - 1,9383$$

$$= (-0,1308 D^3) + 7,6998 D^2 - 44,5067$$

$$0,1308 D_3 - 7,6998 D_2 + 45,2204 = -$$

Menggunakan cubic formula, didapatkan $D = 2,4760 \text{ m}$ (mathpapa.com)

$$\text{Maka, Tebal jaket} = D - OD = 0,0200 \text{ m}$$



NOZZLE	NPS	A	T	R	E	K	L	B
A	1 1/2	5	1 1/16	2 7/8	2 9/16	1.9	2 4/9	1.61
B	2 1/2	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2.88	2 3/4	2.47
C	8	13 1/2	1 1/8	10 5/8	9 11/16	8.63	4	7.98
D	20	27 1/2	1 11/16	23	22	20	5 2/3	19.25
E	6	11	1	8 1/2	7 4/7	6.63	3 1/2	6.07
F	2 1/2	7	7/8	4 1/8	3 9/16	2.88	2 3/4	2.47

20	PONDASI	CEMENT, SAND AND GRAVEL
19	BASE PLATE	CAST IRON
18	NOZZLE PENGELUARAN PRODUK	SS SA- 240 GRADE M TYPE 316
17	TUTUP BAWAH	SS SA- 240 GRADE M TYPE 316
16	PENGADUK	SS SA- 240 GRADE M TYPE-316
15	PENYANGGA	HAS SA- 240 GRADE M TYPE 316
14	SILINDER	SS SA- 240 GRADE M TYPE 316
13	POROS PENGADUK	HOT ROLLER STEEL SAE 1020
12	LUG AND GUSSET	HAS SA- 240 GRADE M TYPE 316
11	NOZZLE AIR PENDINGIN OUT	SS SA- 240 GRADE M TYPE 316
10	NOZZLE AIR PENDINGIN IN	SS SA- 240 GRADE M TYPE 316
9	MANHOLE	SS SA- 240 GRADE M TYPE 316
8	FLANGE	SS SA- 240 GRADE M TYPE 316
7	GASKET	KARET
6	BAUT	HAS SA- 193 GRADE B8c TYPE 347
5	TUTUP ATAS	SS SA- 240 GRADE M TYPE 316
4	NOZZLE AUX	SS SA- 240 GRADE M TYPE 316
3	NOZZLE BAHAN BAKU	SS SA- 240 GRADE M TYPE 316
2	NOZZLE KATALIS ASAM SULFAT	SS SA- 240 GRADE M TYPE 316
1	MOTOR PENGGERAK	COMERSIAL STEEL
No	NAMA BAGIAN	BAHAN KONSTRUKSI

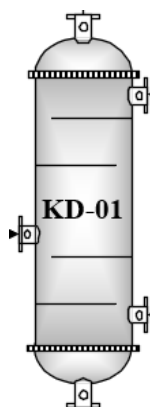
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG PERANCANGAN ALAT UTAMA REAKTOR	
DIRANCANG OLEH :	DOSEN PEMBIMBING :
 IKA DALU PRASETYAWAN 2214917	 DWIANA ANGGOROWATI, S.T., M.T. NIP 196303071992032002

2. Kolom Destilasi -01 (D-150)

Fungsi : Tempat memisahkan produk dari pengotor-pengotornya berdasarkan titik didih fraksinya

Tipe : *Sieve Tray Tower*

Gambar :



Gambar 6.6. Kolom Destilasi

6.5. Menentukan kondisi operasi.

Dengan *Trial and Error*, didapatkan kondisi operasi ;

FEED

$$P = 0,098 \text{ atm} = 74,5110 \text{ mmHg}$$

$$T = 200 \text{ }^{\circ}\text{C} = 471,15 \text{ K}$$

Komposisi :

Tabel 6.1. Kondisi operasi kolom distilasi D-150

Komponen	Pi (mmHg)	Xi	Ki = Pi/P	Yi = Xi. Ki
Metanol	88,6498	0,7518	1,1898	0,8944
Asam Salisilat	8,1469	0,0053	0,1093	0,0006
Metil Salisilat	13,7957	0,1013	0,1851	0,0188
Air	58,8956	0,1073	0,7904	0,0848
4-Hydroxybenzoic Acid	8,1469	0,0005	0,1093	0,0001
Total		1,0000		1,0000

TOP

$$P = 0,0938 \text{ atm} = 71,2996 \text{ mmHg}$$

$$T = 175 \text{ }^{\circ}\text{C} = 448,15 \text{ K}$$

Komposisi :

Tabel 6.2. Tabel komposisi fluida peralatan top D-150

Komponen	n (kmol)	Yi	Ki = Pi/P	Xi=Yi/Ki
Metanol	303,1691	0,9991	1,0005	0,9986
Asam Salisilat	-	-	0,0733	-
Metil Salisilat	-	-	0,1396	-
Air	0,2817	0,0009	0,6473	0,0014
4-Hydroxybenzoic Acid	-	-	0,0733	-
Total		1,0000		1,0000

BOTTOM

$$P = 0,2741 \text{ atm} = 208,3521 \text{ mmHg}$$

$$T = 250 \text{ }^{\circ}\text{C} = 523,15 \text{ K}$$

Komposisi :

Tabel 6.3. Tabel komposisi fluida peralatan bottom D-150

Komponen	n (kmol)	Xi	Ki = Pi/P	Yi=Xi.Ki
Metanol	1,9729	0,0193	1,9570	0,0377
Asam Salisilat	2,1641	0,0211	0,6484	0,0137
Metil Salisilat	41,1184	0,4014	0,6182	0,2482
Air	43,2815	0,4225	1,5484	0,6543
4-Hydroxybenzoic Acid	0,2175	0,0021	0,6484	0,0014
Total		1,0000		1,0000

6.6. Desain Kolom Destilasi

a. Menentukan Volatilitas Relatif, α

Komponen kunci :

Light Key : Metanol

Heavy Key : Air

$$\alpha = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} \quad (\text{Ludwig, E. q 8.13})$$

$$\alpha_D = K_{LK} / K_{HK}$$

$$= 1,5457$$

$$\alpha_B = K_{LK} / K_{HK}$$

$$= 1,2638$$

$$\alpha_{Avg} = \sqrt{(\alpha_{Top} \times \alpha_{Bot})} \quad (Ludwig, E.q 8.11)$$

$$= 1,3977$$

b. Menentukan *Minimum Stage*

Dengan menggunakan metode *Fenske* (R. Van Winkle; eq : 5.118 ; p 236)

$$N_M = \frac{\text{Log} [(X_{LK} / X_{HK})_D \times (X_{HK} / X_{LK})_B]}{\text{Log} (\alpha_{Avg})}$$

$$N_M = 30,0769$$

c. Mencari Rasio Refluks Minimum

$$1 - q = \sum_1^n \frac{X_f}{(\alpha - \theta) / \theta} \quad q = 1$$

$$(L/D)_m + 1 = \sum_1^n \frac{X_D}{(\alpha - \theta) / \theta}$$

Dengan trial and error

$$\theta = 16.332,7068$$

Tabel 6.4. Tabel fraksi fluida peralatan D-150

Komponen	X _F	X _D	A	θ * X _F / (α - θ)	θ * X _D / (α - θ)
Metanol	0,7518	0,9991	1,5052	0,0001	0,0001
Asam Salisilat	0,0053	-	0,1383	-	-
Metil Salisilat	0,1013	-	0,2342	-	-
Air	0,1073	0,0009	1,0000	-	-
4-Hydroxybenzoic Acid	0,0005	-	0,1383	-	-
Total	1,0000	1,0000			0,0001

$$(L/D)_m = 0,0001$$

$$(L/D) = 1,5 \times (L/D)_m$$

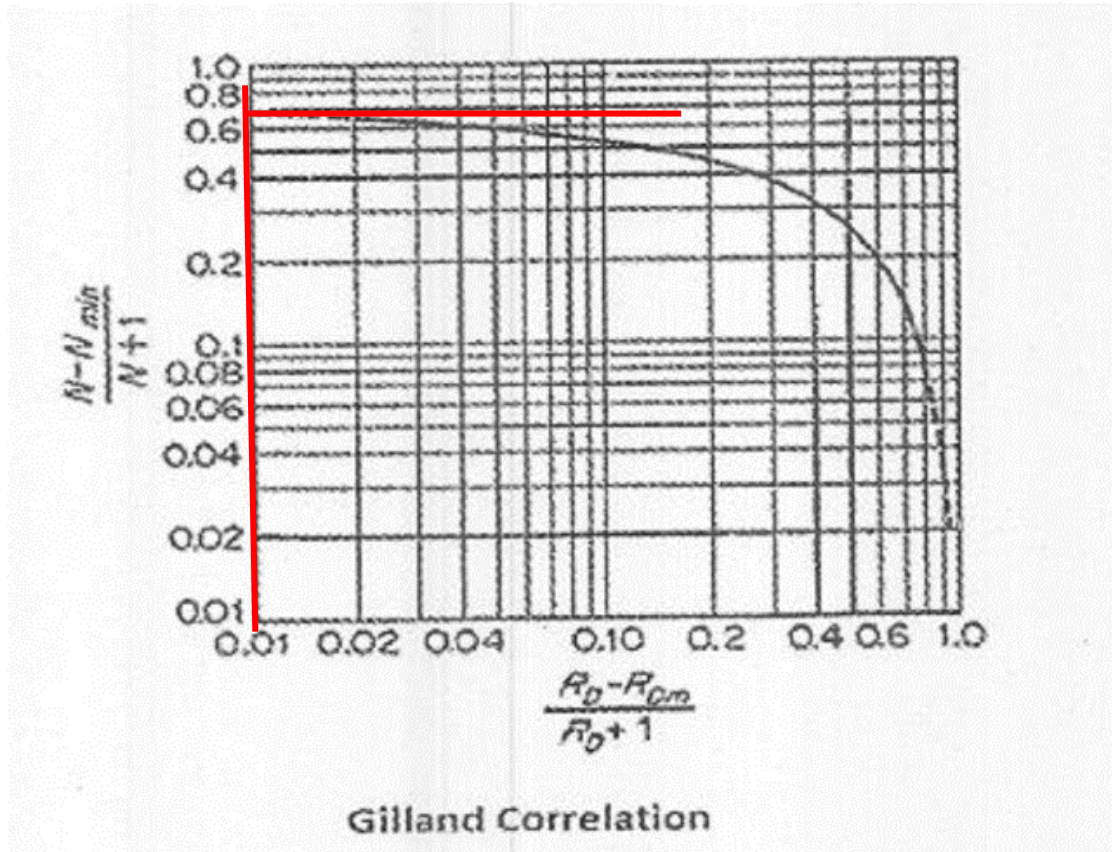
$$= 0,0001$$

d. *Theoretical Tray* pada *Actual Reflux* – Metode Gilliland

$$\text{Diketahui : } R = L/D = 0,0001$$

$$(L/D)_m = 0,0001$$

$$N_m = 30,0769$$



Gambar 6.7. grafik gilland correlation

Dari grafik 5.18 hal. 243 *Van Winkle(Gilland Correlation)* dengan $\frac{L/D - (L/D)_m}{L/D + 1}$

= -5

Diperoleh :

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0,7000$$

$$N = 102,5896$$

e. Menentukan lokasi feed di D-150

Feed location ditentukan dengan menggunakan metode Kirkbride.

Massa bottom (B) = 8761,5020 kg/jam

massa destilat (D) = 9706,4814 kg/jam

$$\text{Log} \frac{m}{p} = 0,206 \text{ Log} \left\{ \frac{B}{D} \left(\frac{X_{HK}}{X_{LK}} \right)_F \left[\frac{(X_{LK})_B}{(X_{HK})_D} \right]^2 \right\} \text{ (Coulson vol.6 Eq 11.62)}$$

$$\text{Log} \frac{m}{p} = 0,3593$$

$$\begin{aligned}\frac{m}{p} &= 2,2872 \\ m &= 2,2872p \\ N_m &= m + p \quad (\text{R.E. Treyball, 1980, p.311}) \\ 2,2872 &= 2,2872p + p \\ p &= 9,1497 \\ m &= 20,9272\end{aligned}$$

Dari perhitungan diketahui :

- m (*Rectifying section*) = 20,9272 tray
- p (*Striping section*) = 9,1497 tray

Jadi *Feed* masuk pada *stage* ke 21 dari puncak kolom destilasi

6.7. Desain kolom bagian atas (*Rectifying section*)

a. Data fisik untuk *rectifying section*

$$\begin{aligned}D &= 9706,4814 \text{ kg/jam} \\ L &= R \cdot D \\ &= 1,3413 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0004 \text{ kg/det} \\ V &= L + D \\ &= 9707,8226 \text{ kg/jam} \\ &= 2,6966 \text{ kg/det}\end{aligned}$$

Tabel 6.5. Properti vapor dan liquid peralatan D-150

Data Fisik	Vapour	Liquid
Mass Flow Rate (kg/det)	2,6966	0,0004
Density (kg/m ³)	0,0816	713,2895
Volumetric Flow Rate (m ³ /det)	33,0408	-
Surface tension (N/m)	0,0054	

b. Diameter kolom

- *Liquid –Vapour Flow Factor* (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, 1999., Eq.11.82})$$

$$= 0,0001\sqrt{0,0107}$$

$$= -01$$

- Ditentukan *tray spacing* = 0,5 m (asumsi dipilih sesuai dengan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, 1999 p. 556* sebagai *initial estimate*)
- Sehingga dari grafik 11.27 buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson (1999)* didapat nilai konstanta $K_1 = 0,0900$

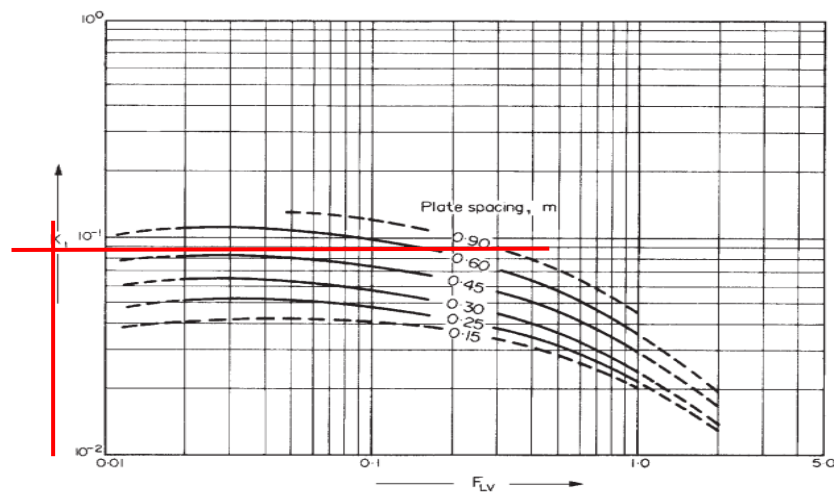


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Gambar 6.8. Grafik flooding velocity

- Koreksi untuk tegangan permukaan

$$K_1^* = \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} K_1$$

$$= 0,0694$$

- Kecepatan *Flooding* (u_f)

$$u_f = K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, 1999., Eq.11.81})$$

$$= 6,4839 \text{ m/s}$$

- Desain untuk 85 % flooding pada maksimum flow rate ($\hat{u}$)

$$\hat{u} = 0,85 \cdot u_f \quad (\text{Coulson \& Richardson's, 1999., p.472})$$

$$= 0,85 \cdot 6,4839 \text{ m/s}$$

$$= 5,5113 \text{ m/s}$$

Maksimum *laju alir volumetric* (U_v maks)

$$\begin{aligned} U_v \text{ maks} &= \frac{V}{\rho_v \cdot 3600} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, 1999., p.472}) \\ &= 33,0408 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

- Net area yang dibutuhkan (A_n)

$$\begin{aligned} A_n &= \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{u}} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, 1999., p.472}) \\ &= \frac{33,0408 \text{ m}^3/\text{s}}{5,5113 \text{ m/s}} \\ &= 5,9951 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Cross sectional area dengan 12 % downcomer area (A_c)

Asumsi diambil sebesar 12 % berdasarkan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 568*

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{A_n}{1-0,12} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, 1999.,p.472}) \\ &= 6,8126 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Diameter kolom (D_c)

$$\begin{aligned} D_c &= \sqrt{\frac{4 A_c}{3,14}} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, 1999., p.472}) \\ &= 2,9459 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Desain *plate*

- Diameter kolom (D_c) = 2,9459 m

- Luas area kolom (A_c)

$$\begin{aligned} A_c &= \frac{D_c^2 \cdot 3,14}{4} \quad (\text{Coulson \& Richardson's, 1999.,p.473}) \\ &= 6,8126 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Downcomer area (A_d)

$$A_d = \text{persen downcomer} \times A_c \quad (\text{Coulson. P.473})$$

$$= 0,12 (6,8126 \text{ m}^2)$$

$$= 0,8175 \text{ m}^2$$

- Net area (A_n)

$$A_n = A_c - A_d$$

$$= 6,8126 \text{ m}^2 - 0,8175 \text{ m}^2$$

$$= 5,9951 \text{ m}^2$$

- Active area (A_a)

$$A_a = A_c - 2 A_d \quad (\text{Coulson. P.473})$$

$$= 6,8126 \text{ m}^2 - 2 (0,8175 \text{ m}^2)$$

$$= 5,1776 \text{ m}^2$$

- Hole area (A_h) ditetapkan 10 % dari A_a berdasarkan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 568*

$$A_h = 10 \% \cdot A_a$$

$$= 0,1 (5,1776 \text{ m}^2)$$

$$= 0,5178 \text{ m}^2$$

- Nilai weir length (I_w) ditentukan dari figure 11.31, Coulson vol 6

$$\text{Ordinat} = \frac{A_d}{A_c} \times 100 = 12$$

$$\text{Absisnya} = \frac{I_w}{D_c} = 0,76$$

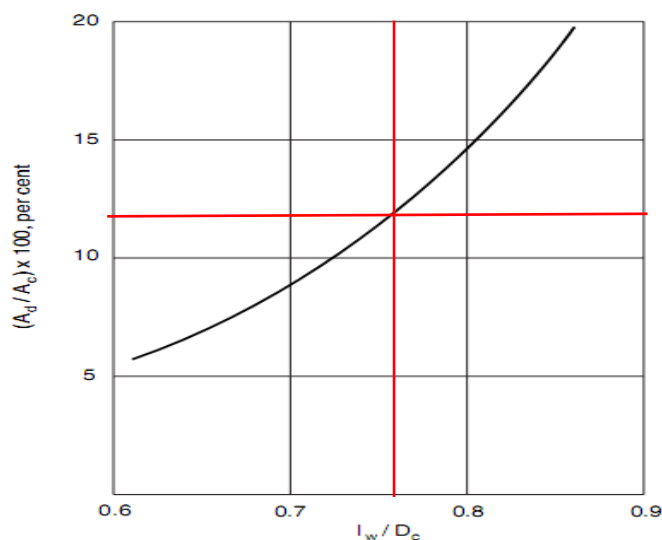


Figure 11.31. Relation between downcomer area and weir length

Gambar 6.9. Hubungan downcomer dan area

Sehingga :

$$I_w = D_c \cdot 0,76 = 2,9459 \text{ m} \cdot 0,76$$

$$= 2,2389 \text{ m}$$

- Penentuan nilai weir height (hw), hole diameter (dh), dan plate thickness, (nilai ini sama untuk kolom atas dan kolom bawah)

$$\text{Weir height (hw)} = 60 \text{ mm}$$

nilai weir height direkomendasikan pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 571*

$$\text{Hole diameter (dh)} = 5 \text{ mm}$$

Ukuran tersebut merupakan *preferred size* sesuai rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 573*

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm (untuk carbon steel)}$$

d. Pengecekan

Check weeping

Maximum liquid rate (Lm,max)

$$L_{m,\max} = \frac{L}{3600} = \frac{1,3413 \text{ kg/jam}}{3600 \text{ detik/jam}} \text{ (Coulson. P.473)}$$

$$= 0,0004 \text{ kg/det}$$

Minimum liquid rate (Lm,min)

Minimum liquid rate pada 70 % liquid turn down ratio

$$L_{m,\min} = 0,7 L_{m,\max} \quad \text{(Coulson. P.473)}$$

$$= 0,7 (0,0004 \text{ kg/det})$$

$$= 0,0003 \text{ kg/det}$$

Weir liquid crest (how)

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{L_m}{\rho_l I_w} \right]^{2/3} \quad \text{(Coulson. Eq.11.85)}$$

$$h_{ow,\max} = 750 \left[\frac{L_{m,\max}}{\rho_l I_w} \right]^{2/3}$$

$$= 0,0284 \text{ mm liquid}$$

$$h_{ow,\min} = 750 \left[\frac{L_{m,\min}}{\rho_l I_w} \right]^{2/3}$$

$$= 0,0224 \text{ mm liquid}$$

Pada rate minimum

$$\begin{aligned} h_w + h_{ow} &= 60 \text{ mm} + 0,0224 \text{ mm} \\ &= 60,0224 \text{ mm} \end{aligned}$$

Dari figure 11.30 Coulson ed 6

$$K_2 = 30,4000$$

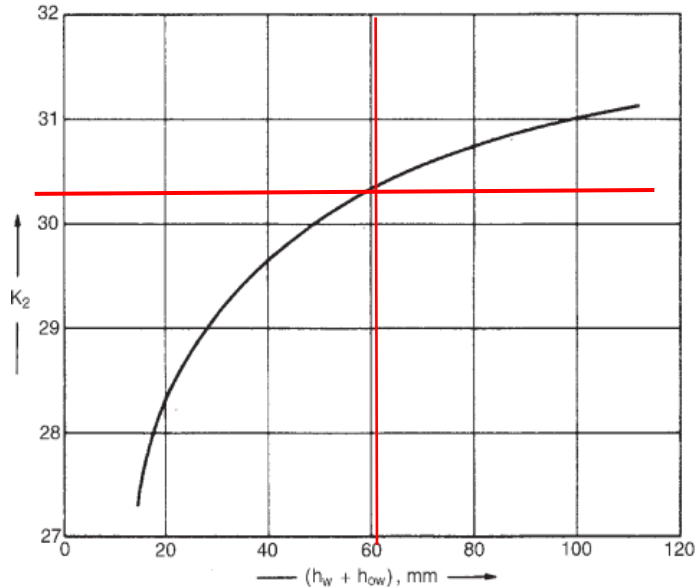


Figure 11.30. Weep-point correlation (Edujlee, 1959)

Gambar 6.10. Hubungan weep-point dan K2

Minimum design vapour velocity ($\check{u}_h$)

$$\begin{aligned} \check{u}_h &= \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad (\text{Coulson. Eq.11.84}) \\ &= 2106,5293 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Actual minimum vapour velocity ($U_{v,\text{min actual}}$)

$$\begin{aligned} U_{v,\text{min actual}} &= \frac{\text{min imum vapour rate}}{Ah} \quad (\text{Coulson., Eq.11.84}) \\ &= 44,6705 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Jadi minimum operating rate harus berada di atas nilai weep point.

Plate pressure drop

Jumlah maksimum vapour yang melewati holes ($\check{U}_h$)

$$\begin{aligned} \check{U}_h &= \frac{U_{v,\text{maks}}}{Ah} \quad (\text{Coulson..p.473}) \\ \check{U}_h &= 63,8150 \text{ m/s} \end{aligned}$$

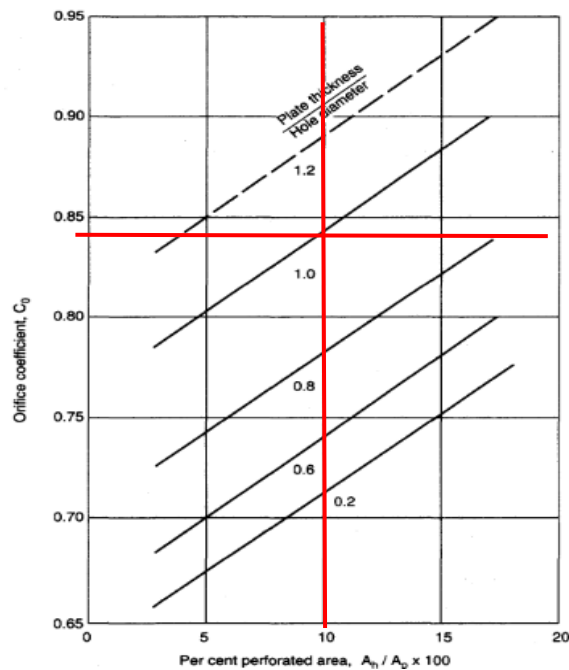
Dari figure 11.34 Coulson ed 6, untuk :

$$\frac{\text{Platethickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 0,1$$

$$\frac{Ah}{Ap} \times 100 = 10$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) = 0,84



Gambar 6.11. Hubungan persen perforasi dan orifice koefisien

Dry plate drop (hd)

$$\begin{aligned} \text{hd} &= 51 \left[\frac{\hat{U}h}{Co} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \text{ (Coulson..Eq.11.88)} \\ &= 33,6791 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Residual head (hr)

$$\begin{aligned} \text{hr} &= \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L} \text{ (Coulson.,Eq.11.89)} \\ &= 17,5244 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Total pressure drop (ht)

$$\begin{aligned} \text{ht} &= \text{hd} + (\text{hw} + \text{how}) + \text{hr} \text{ (Coulson.,p.474)} \\ \text{ht} &= 111,2259 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Ketentuan bahwa nilai h_t harus lebih besar dari 100 mm liquid telah terpenuhi.
(Coulson, p.474)

Downcomer liquid backup

Downcomer pressure loss (h_{ap}) (Coulson..p.577)

$$\begin{aligned} h_{ap} &= h_w - (10 \text{ mm}) \\ &= 50 \text{ mm} \end{aligned}$$

Area under apron (A_{ap})

$$\begin{aligned} A_{ap} &= h_{ap} \cdot l_w & (\text{Coulson..p.474}) \\ &= 0,0896 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Karena nilai A_{ap} lebih kecil dari nilai A_d , maka nilai A_{ap} yang digunakan pada perhitungan head loss di downcomer (h_{dc})

Head loss in the downcomer (h_{dc})

$$\begin{aligned} h_{dc} &= 166 \left[\frac{L_{m, \max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 & (\text{Coulson..Eq.11.92}) \\ &= 3,6323 \times 10^{-13} \text{ mm} \end{aligned}$$

Back up di downcomer (h_b)

$$\begin{aligned} h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} & (\text{Coulson..p.474}) \\ &= 171,2483 \text{ mm} \\ &= 0,1712 \text{ m} \end{aligned}$$

h_b harus lebih kecil dari (plate spacing + weir height)/2 (plate spacing + weir height)/2 = 0,2800 m.

Ketentuan bahwa nilai h_b harus lebih kecil dari (plate spacing + weir height)/2, telah terpenuhi. (Coulson..p.474)

Check resident time (t_r)

$$\begin{aligned} t_r &= \frac{A_d h_b \rho_L}{L_{m, maks}} & (\text{Coulson..Eq.11.95}) \\ &= 268.025,0368 \text{ s} \end{aligned}$$

Ketentuan bahwa nilai t_r harus lebih besar dari 3 s, telah terpenuhi

Check Entrainment

Persen flooding actual.

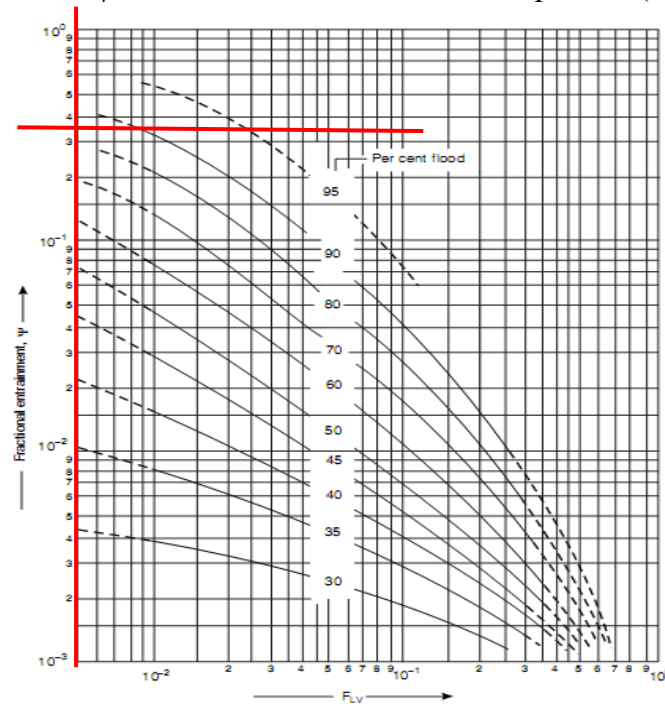
$$\begin{aligned} U_v &= \frac{U_{vmaks}}{A_n} & (\text{Coulson..p.474}) \\ &= 5,5113 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\% \text{ flooding} &= \frac{u_v}{u_f} \times 100 \quad (\text{Coulson..p.474}) \\ &= 85 \%\end{aligned}$$

Untuk nilai $F_{LV} = -01$ dari figure 11.29 Coulson p.475

Didapat nilai $\psi = 0,35000$

Ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 1, telah terpenuhi. (Coulson..p.475)



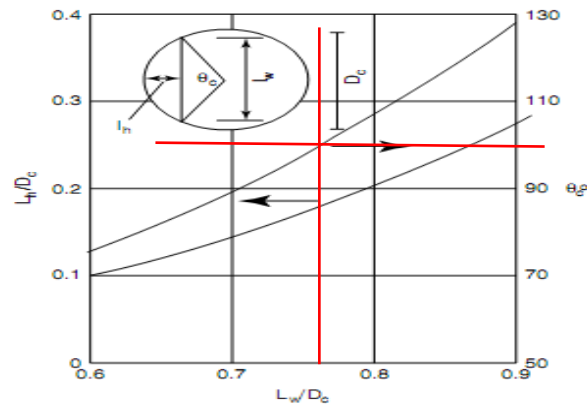
Gambar 6.12. Hubungan F_{LV} dan fraksi entrainment

e. Trial plate layout

Digunakan plate type cartridge, dengan 50 mm unperforated strip mengelilingi pinggir plate dan 50 mm wide calming zones.

Dari figure 11.32 Coulson ed 6 pada $\frac{I_w}{D_c} = 0,76$

Di dapat nilai $\theta_c = 95^\circ$



Gambar 6.13. Hubungan LW/DO dan LH/DC

Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip (θ)

$$\begin{aligned}\theta &= 180 - \theta_c & (\text{Coulson..p.475}) \\ &= 180 - 95^\circ \\ &= 85^\circ\end{aligned}$$

Mean length, unperforated edge strips (L_m)

$$\begin{aligned}L_m &= (Dc - hw) \times 3,14 \left(\frac{\theta}{180} \right) & (\text{Coulson..p.475}) \\ &= 4,2792 \text{ m}\end{aligned}$$

Area of unperforated edge strip (A_{up})

$$\begin{aligned}A_{up} &= hw \cdot L_m & (\text{Coulson..p.475}) \\ A_{up} &= 60 \times 10^{-2} \cdot 4,2792 \\ &= 0,2568 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Mean length of calming zone (L_{cz})

$$\begin{aligned}L_{cz} &= (Dc - hw) \sin \left(\frac{\theta_c}{2} \right) & (\text{Coulson..p.475}) \\ &= 2,1277 \text{ m}\end{aligned}$$

Area of calming zone (A_{cz})

$$\begin{aligned}A_{cz} &= 2 (L_{cz} \cdot hw) & (\text{Coulson..p.475}) \\ &= 0,2553 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Total area perforated (A_p) (Coulson..p.475)

$$\begin{aligned}A_p &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) \\ &= 4,6655 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Dari figure 11.33 Coulson ed 6 di dapat nilai $I_p/dh = 2,8$ untuk nilai $A_h/A_p = 0,1110$.

l_p/d_h harus berada dalam range 2,5 – 4,0. (Coulson..p.465)

Dipilih Nilai $l_p/d_h = 2,8$

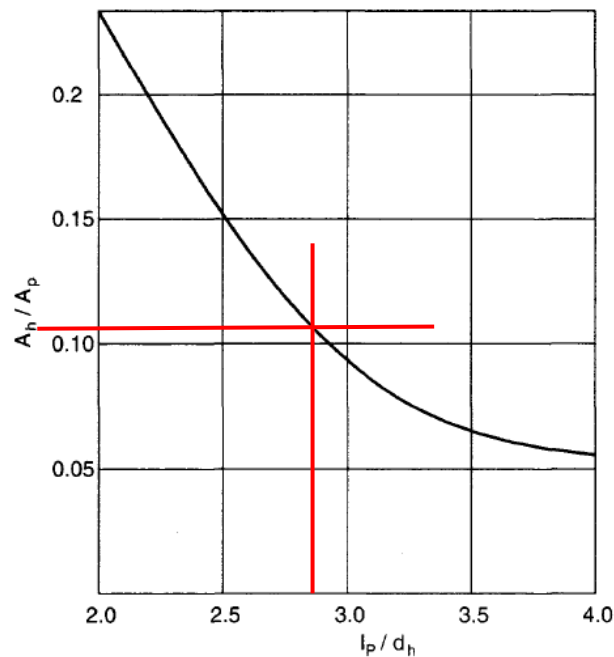


Figure 11.33. Relation between hole area and pitch

Gambar 6.14. Hubungan l_p/d_h dan A_h/A_p

Jumlah holes

Area untuk 1 hole (A_{oh})

$$A_{oh} = 3,14 \frac{d_h^2}{4} \quad (\text{Coulson..p.475})$$

$$= -1963 \text{ m}^2$$

$$\text{Jumlah holes} = \frac{A_h}{A_{oh}} \quad (\text{Coulson..p.475})$$

$$\text{Jumlah holes} = 26.382,6094$$

$$= 26.383 \text{ holes}$$

f. Ketebalan minimum kolom bagian atas.

Ketebalan dinding bagian head, t_{head}

$$t = \frac{P.Da}{2.S.E_j - 0,2.P} + C_c \quad (\text{Peters, 1991 Tabel.4 Hal 537})$$

Ketebalan dinding bagian silinder, $t_{silinder}$

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P} + C_c \quad (\text{Peters, 1991 Tabel.4 Hal 537})$$

Keterangan :

t = tebal dinding,

P = tekanan desain,
= 0,0938 atm

D = diameter,
= 2,9459 m

r = jari-jari, in
= 1,4730 m

S = tekanan kerja yang diizinkan,
= 932,2260 atm (material carbon steel suhu -20 hingga 650 °F)

E = efisiensi pengelasan
= 0,85 (spot examined)

C_c = korosi yang diizinkan, m
= 0,0032 m

Tebal dinding silinder :

$$T = \frac{P \cdot r}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C_C = 0,0033 \text{ m}$$

Tebal dinding ellipsoidal head :

$$t = \frac{P \cdot D}{2S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C_C = 0,0033 \text{ m}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} \text{OD} &= \text{ID} + 2t_{\text{silinder}} \\ &= 2,9526 \text{ m} \end{aligned}$$

Desain kolom bagian bawah (Striping section)

a. Data fisik untuk rectifying section

$$q = 1$$

$$q = \frac{(L' - L)}{F} \quad (\text{R. E. Treyball, 1980, Eq.9.126})$$

$$V' = V + (q - 1)F \quad (\text{R. E. Treyball, 1980, Eq.9.127})$$

$$L' = F + L$$

$$= 25.958,5815 \text{ kg/jam}$$

$$= 7,2107 \text{ kg/det}$$

$$V' = V$$

$$= 34.720,0835 \text{ Kg/jam}$$

$$= 9,6445 \text{ kg/det}$$

Tabel 6.6. Tabel propertis rectifying sistem

Data Fisik	<i>Vapour</i>	<i>Liquid</i>
Mass Flow Rate (kg/det)	9,6445	7,2107
Density (kg/m ³)	0,3327	1152,9085
Volumetric Flow Rate (m ³ /det)	28,9851	0,0063
<i>Surface tension</i> (N/m)	0,0282	

b. Diameter kolom

- *Liquid–Vapour Flow Factor* (F_{LV})

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L}} \quad (\text{Coulson. Eq.11.82})$$

$$F_{LV} = 0,0127$$

Ditentukan *tray spacing* = 0,5 m (asumsi dipilih sesuai dengan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 556* sebagai *initial estimate*)

Dari figure 11.27 buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson* didapat nilai konstanta $K_1 = 0,0900$

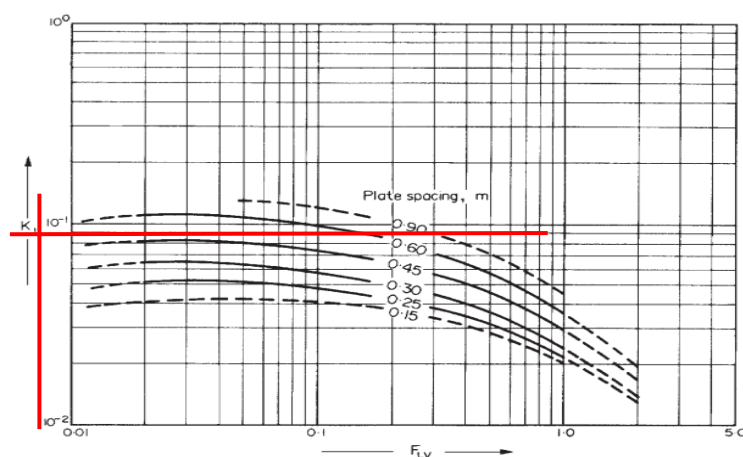


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Gambar 6.15. Hubungan flooding velocity dan K_1

Koreksi untuk tegangan permukaan

$$K_1^* = \left(\frac{\sigma}{20} \right)^{0,2} K_1$$

$$= 0,0964$$

Kecepatan Flooding (u_f)

$$u_f = K_1^* \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{Coulson. Eq.11.81})$$

$$= 5,6731 \text{ m/s}$$

- Desain untuk 85 % flooding pada maksimum flow rate ($\hat{u}$)

$$\hat{u} = 0,85 \cdot u_f \quad (\text{Coulson. P.472})$$

$$= 4,8221 \text{ m/s}$$

- Maksimum volumetric flow rate ($U_v \text{ maks}$)

$$U_v \text{ maks} = \frac{V}{\rho_V \cdot 3600} \quad (\text{Coulson. P.472})$$

$$= 28,9851 \text{ m}^3/\text{s}$$

- Net area yang dibutuhkan (A_n)

$$A_n = \frac{U_v \text{ maks}}{\hat{u}} \quad (\text{Coulson. P.472})$$

$$= 6,0109 \text{ m}^2$$

Cross section area dengan 12 % downcorner area (A_c)

Asumsi diambil sebesar 12 % berdasarkan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 568*

$$A_c = \frac{A_n}{1 - 0,12} \quad (\text{Coulson. P.472})$$

$$= 6,8306 \text{ m}^2$$

- Diameter kolom (D_c)

$$D_c = \sqrt{\frac{4 A_c}{3,14}} \quad (\text{J M.Coulson. p.472})$$

$$= 2,9498 \text{ m}$$

c. Desain plate

- Diameter kolom (D_c) = 2,9498 m

- Luas area kolom (A_c)

$$A_c = \frac{D_c^2 \cdot 3,14}{4} \quad (\text{Coulson. P.473})$$

$$= 6,8306 \text{ m}^2$$

- Downcomer area (A_d)

$$A_d = \text{persen downcomer} \times A_c \quad (\text{Coulson. P.473})$$

$$= 0,12 (6,8306 \text{ m}^2)$$

$$= 0,8197 \text{ m}^2$$

- Net area (A_n)

$$A_n = A_c - A_d = 6,0109 \text{ m}^2$$

- Active area (A_a)

$$A_a = A_c - 2 A_d \quad (\text{Coulson. P.473})$$

$$= 5,1912 \text{ m}^2$$

- Hole area (A_h) ditetapkan 10% dari A_a berdasarkan rekomendasi pada buku *Chemical Engineering, vol. 6, Coulson, p. 568*

$$A_h = 10 \% \cdot A_a$$

$$= 0,5191 \text{ m}^2$$

- Nilai weir length (I_w) ditentukan dari figure 11.31, Coulson ed 6

$$\text{Ordinat} = \frac{A_d}{A_c} \times 100 = 12$$

$$\text{Absis} = \frac{I_w}{D_c} = 0,76$$

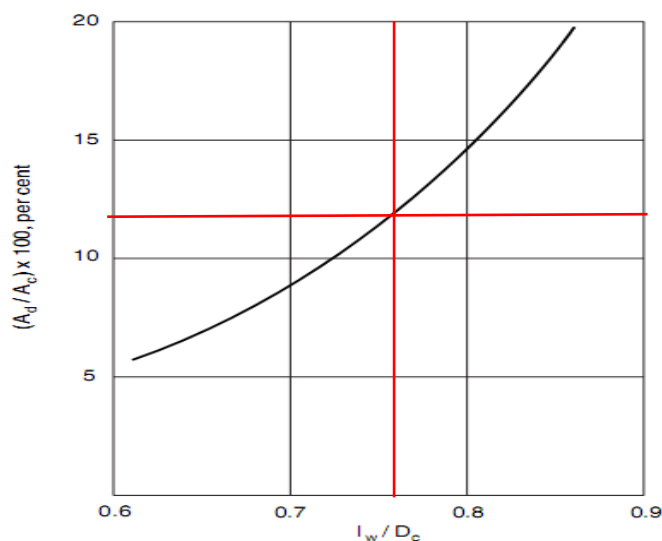


Figure 11.31. Relation between downcomer area and weir length

Gambar 6.16. Hubungan I_w/D_o dan A_d/A_c

Sehingga :

$$\begin{aligned} I_w &= D_c \cdot 0,76 \\ &= 2,2419 \text{ m} \end{aligned}$$

Penentuan nilai weir height (hw) , hole diameter (dh), dan plate thickness, (nilai ini sama untuk kolom atas dan kolom bawah)

$$\text{Weir height (hw)} = 60 \text{ mm} \quad (\text{Coulson. P.571})$$

$$\text{Hole diameter (dh)} = 5 \text{ mm} \quad (\text{Coulson. P.573})$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm} \quad (\text{Coulson. P.573})$$

d. Pengecekan

Check weeping

✓ Maximum liquid rate (Lm,max)

$$\begin{aligned} L_{m,\max} &= \frac{L}{3600} \quad (\text{Coulson. P.473}) \\ &= 7,2107 \text{ kg/det} \end{aligned}$$

✓ Minimum 72oeffi rate (Lm,min)

Minimum liquid rate pada 70 % liquid turn down ratio

$$\begin{aligned} L_{m,\min} &= 0,7 L_{m,\max} \quad (\text{Coulson. P.473}) \\ &= 5,0475 \text{ kg/det} \end{aligned}$$

Weir liquid crest (how)

$$h_{ow} = 750 \left[\frac{L_m}{\rho_l I_w} \right]^{\frac{2}{3}} \quad (\text{Coulson. Eq.11.85})$$

$$\begin{aligned} h_{ow,\max} &= 750 \left[\frac{L_{m,\max}}{\rho_l I_w} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 14,8632 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{ow,\min} &= 750 \left[\frac{L_{m,\min}}{\rho_l I_w} \right]^{\frac{2}{3}} \\ &= 11,7178 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Pada rate minimum

$$h_w + h_{ow} = 11,7178 \text{ mm}$$

Dari figure 11.30 Coulson ed 6

$$K_2 = 30,7000$$

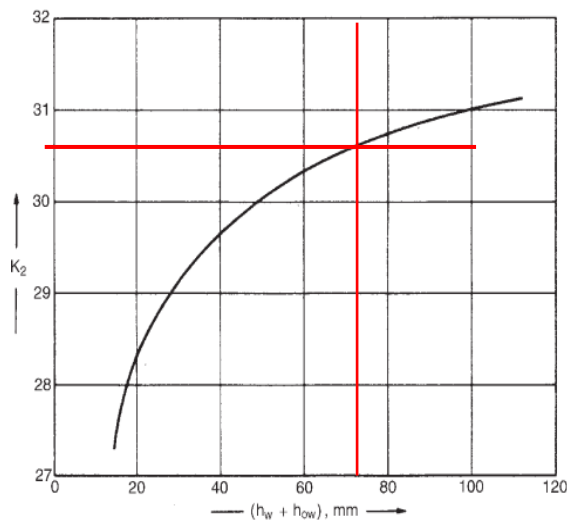


Figure 11.30. Weep-point correlation (Edujlee, 1959)

Gambar 6.17. Hubungan weep point dan K2

✓ Minimum design vapour velocity ($\check{u}_h$)

$$\begin{aligned}\check{u}_h &= \frac{[K_2 - 0,90(25,4 - dh)]}{(\rho_v)^{1/2}} \quad (\text{Coulson. Eq.11.84}) \\ &= 1053,8887 \text{ m/s}\end{aligned}$$

✓ Actual minimum vapour velocity ($U_{v,\text{min actual}}$)

$$\begin{aligned}U_{v,\text{min actual}} &= \frac{\text{minimum vapour rate}}{Ah} \quad (\text{Coulson..Eq.11.84}) \\ &= 39,0843 \text{ m/s}\end{aligned}$$

✓ Jadi minimum operating rate harus berada di atas nilai weep point.

Plate pressure drop

✓ Jumlah maksimum vapour yang melewati holes ($\check{U}_h$)

$$\begin{aligned}\check{U}_h &= \frac{U_{v,\text{maks}}}{Ah} \quad (\text{Coulson..p.473}) \\ &= 55,8348 \text{ m/s}\end{aligned}$$

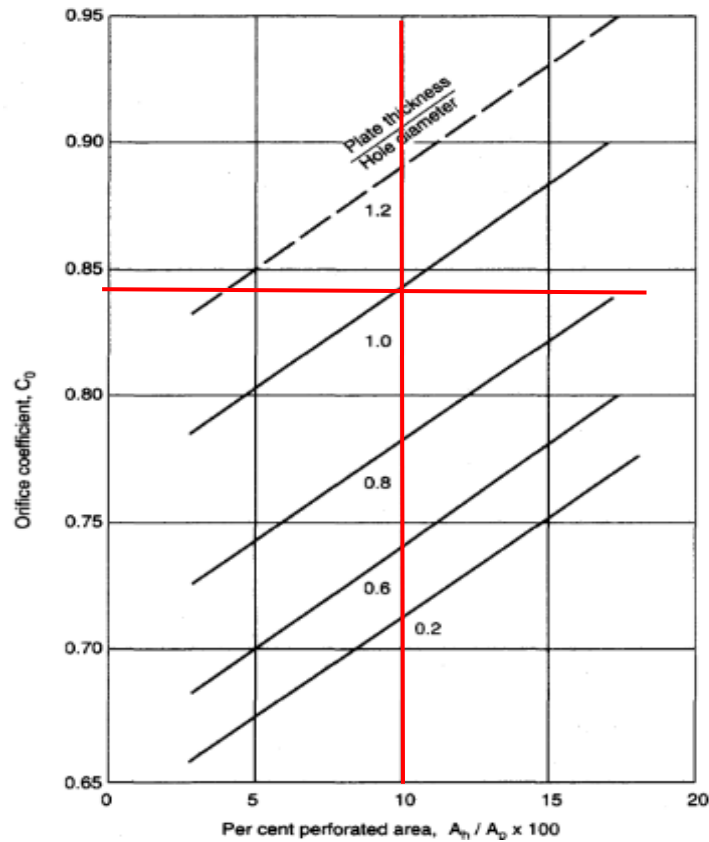
✓ Dari figure 11.34 Coulson ed 6, untuk :

$$\frac{\text{Platethickness}}{\text{hole diameter}} = 1$$

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{Ah}{Aa} = 0,1$$

$$\frac{Ah}{Ap} \times 100 = 10$$

Sehingga didapat nilai Orifice coefficient (C_o) = 0,8400



Gambar 6.18. Hubungan persen perforated dan orifice koefisien

✓ Dry plate drop (hd)

$$hd = 51 \left[\frac{\hat{U}h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \quad (\text{Coulson..Eq.11.88})$$

$$= 65,0324 \text{ mm liquid}$$

✓ Residual head (hr)

$$hr = \frac{12,5 \cdot 10^3}{\rho_L}$$

$$hr = 10,8421 \text{ mm liquid} \quad (\text{Coulson..Eq.11.89})$$

✓ Total pressure drop (ht)

$$ht = hd + (hw + how) + hr \quad (\text{Coulson..p.474})$$

$$= 147,5923 \text{ mm liquid}$$

Ketentuan bahwa nilai h_t harus lebih besar dari 100 mm liquid telah terpenuhi.
(Coulson..p.474)

Downcomer liquid backup

✓ Downcomer pressure loss (h_{ap})

$$\begin{aligned} h_{ap} &= h_w - 10 \text{ mm} \\ &= 50 \text{ mm} \end{aligned} \quad (\text{Coulson..p.477})$$

✓ Area under apron (A_{ap})

$$\begin{aligned} A_{ap} &= h_{ap} \cdot l_w \\ &= 0,0897 \text{ m}^2 \end{aligned} \quad (\text{Coulson..p.474})$$

Karena nilai A_{ap} lebih kecil dari nilai A_d ($0,8197 \text{ m}^2$), maka nilai A_{ap} yang digunakan pada perhitungan head loss di downcomer (h_{dc})

✓ Head loss in the downcomer (h_{dc})

$$\begin{aligned} h_{dc} &= 166 \left[\frac{L_{m, \max}}{\rho_L A_{ap}} \right]^2 \\ &= -52 \text{ mm} \end{aligned} \quad (\text{Coulson..Eq.11.92})$$

✓ Back up di downcomer (h_b)

$$\begin{aligned} h_b &= (h_w + h_{ow}) + h_t + h_{dc} \\ &= 219,3101 \text{ mm} \\ &= 0,2193 \text{ m} \end{aligned} \quad (\text{Coulson..p.474})$$

h_b harus lebih kecil dari (plate spacing + weir height)/2

$$(\text{plate spacing} + \text{weir height})/2 = 0,2800 \text{ m},$$

Ketentuan bahwa nilai h_b harus lebih kecil dari (plate spacing + weir height)/2, telah terpenuhi. (Coulson..p.474)

Check resident time (t_r)

$$\begin{aligned} t_r &= \frac{A_d h_b \rho_L}{L_{m, maks}} \\ &= 30,7417 \text{ s} \end{aligned} \quad (\text{Coulson..Eq.11.95})$$

Ketentuan bahwa nilai t_r harus lebih besar dari 3 s , telah terpenuhi

Check Entrainment

✓ Persen flooding actual.

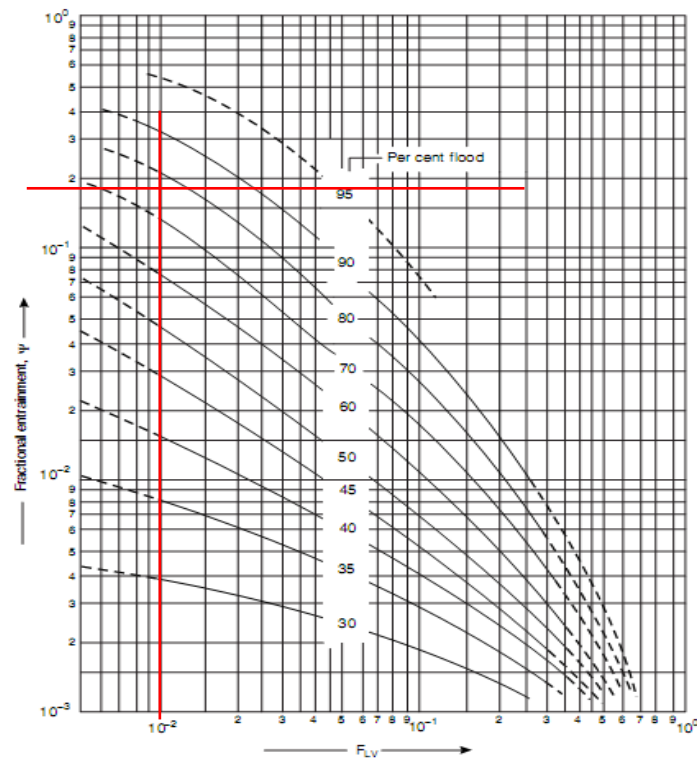
$$\begin{aligned} U_v &= \frac{U_{vmaks}}{A_n} \\ &= 4,8221 \text{ m/s} \end{aligned} \quad (\text{Coulson..p.474})$$

$$\begin{aligned}\% \text{ flooding} &= \frac{u_v}{u_f} \times 100 && (\text{Coulson..p.474}) \\ &= 85\end{aligned}$$

Untuk nilai $F_{LV} = 0,0127$ dari figure 11.29 Coulson ed 6

Didapat nilai $\psi = 0,1900$

Ketentuan bahwa nilai ψ harus lebih kecil dari 1, telah terpenuhi. (Coulson..p.475)



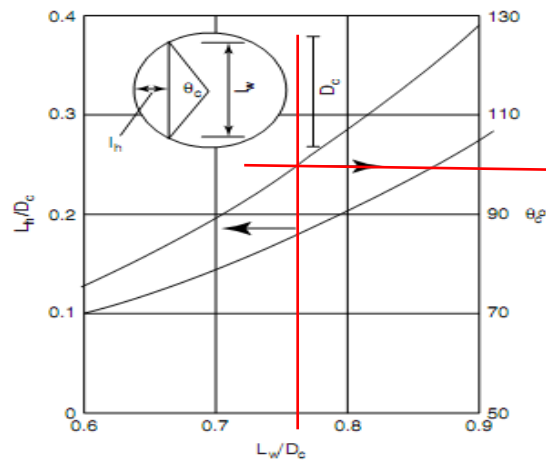
Gambar 6.19. Hubungan F_{LV} dan Fractional entrainment

e. Trial plate layout

Digunakan plate type cartridge, dengan 50 mm unperforated strip mengelilingi pinggir plate dan 50 mm wide calming zones.

✓ Dari figure 11.32 Coulson ed 6 pada $\frac{Iw}{Dc} = 0,7600$

Di dapat nilai $\theta_C = 95^\circ$



Gambar 6.20. Hubungan LW/D_o dan Lh/D_c

- ✓ Sudut subtended antara pinggir plate dengan unperforated strip (θ)

$$\begin{aligned}\theta &= 180 - \theta_c & (\text{Coulson..p.475}) \\ &= 180 - 95 \\ &= 85^\circ\end{aligned}$$

- ✓ Mean length, unperforated edge strips (L_m)

$$\begin{aligned}L_m &= (D_c - h_w) \times 3.14 \left(\frac{\theta}{180} \right) & (\text{Coulson..p.475}) \\ &= 4.2849 \text{ m}\end{aligned}$$

- ✓ Area of unperforated edge strip (A_{up})

$$\begin{aligned}A_{up} &= h_w \cdot L_m & (\text{Coulson..p.475}) \\ &= 60 \times 10^{-2} \times 4.2849 \text{ m} \\ &= 0.2571 \text{ m}^2\end{aligned}$$

- ✓ Mean length of calming zone (L_{cz})

$$\begin{aligned}L_{cz} &= (D_c - h_w) \sin \left(\frac{\theta_c}{2} \right) & (\text{Coulson..p.475}) \\ &= 2.1306 \text{ m}\end{aligned}$$

- ✓ Area of calming zone (A_{cz})

$$\begin{aligned}A_{cz} &= 2 (L_{cz} \cdot h_w) & (\text{Coulson..p.475}) \\ &= 0.2557 \text{ m}^2\end{aligned}$$

- ✓ Total area perforated (A_p)

$$\begin{aligned}A_p &= A_a - (A_{up} + A_{cz}) & (\text{Coulson..p.475}) \\ &= 4.6785 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Dari figure 11.33 Coulson ed 6 di dapat nilai $l_p/d_h = 2,8000$ untuk nilai $A_h/A_p = 0,1110$

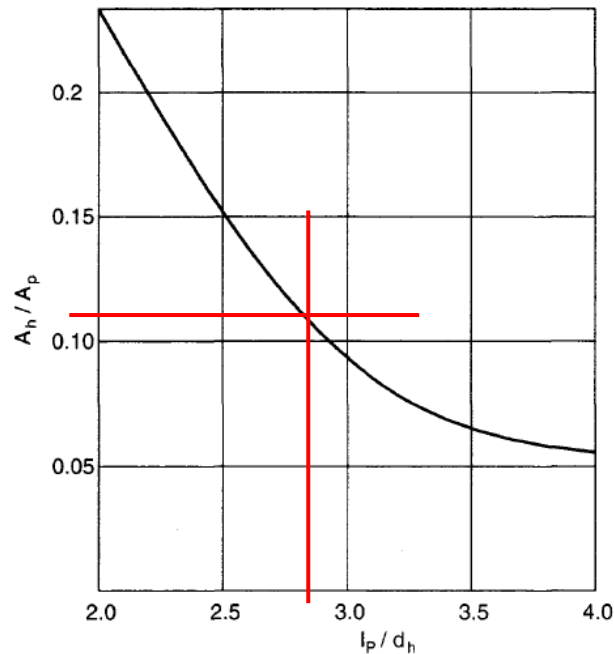


Figure 11.33. Relation between hole area and pitch

Gambar 6.21. Hubungan l_p/d_h dan A_h/A_p

Nilai l_p/d_h harus berada dalam range 2,5 – 4,0 (Coulson..p.574)

✓ Jumlah holes

Area untuk 1 hole (A_{oh})

$$\begin{aligned} A_{oh} &= 3,14 \frac{d_h^2}{4} && \text{(Coulson..p.475)} \\ &= 3,14 \frac{(5 \times 10^{-3})^2}{4} \\ &= 0,00001963 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah holes} &= \frac{A_h}{A_{oh}} && \text{(Coulson..p.475)} \\ &= 26.452,1149 \\ &= 26.452 \text{ holes} \end{aligned}$$

f. Ketebalan minimum kolom bagian atas.

Ketebalan dinding bagian head, t_{head}

$$t = \frac{P.Da}{2.S.E_j - 0,2.P} + C_c \quad \text{(Peters dkk, 1991.,Tabel.4 Hal 537)}$$

Ketebalan dinding bagian silinder, t_{silinder}

$$t = \frac{P \cdot r_i}{S \cdot E_j - 0,6 \cdot P} + C_c \quad (\text{Peters dkk, 1991., Tabel.4 Hal 537})$$

Keterangan :

t = tebal dinding, in

P = tekanan desain, psi
= 0,2741 atm

D = diameter, in
= 2,9498 m

r = jari-jari, in
= 1,4749 m

S = tekanan kerja yang diizinkan, psi
= 932,226 atm (material carbon steel suhu -20 hingga 650 °F)

E = efisiensi pengelasan
= 0,85 (spot examined)

C_c = korosi yang diizinkan, in
= 0,0032 m

Tebal dinding silinder :

$$t = \frac{P \cdot r}{S \cdot E - 0,6 \cdot P} + C_c$$

$$= 0,0037 \text{ m}$$

Tebal dinding ellipsoidal head :

$$t = \frac{P \cdot D}{2S \cdot E - 0,2 \cdot P} + C_c$$

$$= 0,0037 \text{ m}$$

Sehingga :

$$\text{OD} = \text{ID} + 2t_{\text{silinder}}$$

$$= 2,9571 \text{ m}$$

6.6. Tinggi kolom destilasi

$$H = [\text{N1. Tray spacing1} + \text{N2. Tray spacing2}]$$

$$= 15,0384 \text{ m}$$

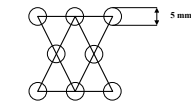
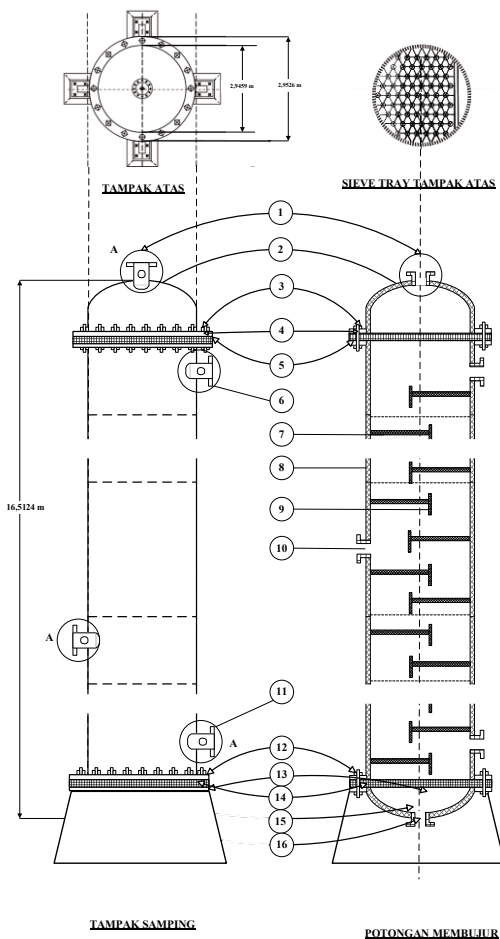
He bawah = tinggi tutup ellipsoidal

$$\begin{aligned}
 &= \frac{1}{4} \times \text{ID} \\
 &= 0,7375 \text{ m} \\
 \text{He atas} &= \text{tinggi tutup ellipsoidal} \\
 &= \frac{1}{4} \times \text{ID} \\
 &= 0,7365 \text{ m} \\
 \text{Ht} &= \text{H} + \text{He atas} + \text{He bawah} \\
 &= 16,5124 \text{ m}
 \end{aligned}$$

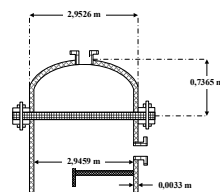
6.7. Total Pressure Drop

Pressure drop per plate:

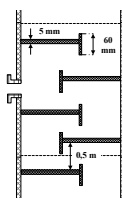
$$\begin{aligned}
 \text{Rectifying Section (P1)} &= 131,2259 \text{ mm liquid} \\
 &= 1279,4999 \text{ Pa} \\
 &= 0,0126 \text{ atm} \\
 \text{Stripping Section (P2)} &= 147,5923 \text{ mm liquid} \\
 &= 1439,0778 \text{ Pa} \\
 &= 0,0142 \text{ atm} \\
 \text{Total Pressure Drop} &= (\text{N1} \times \text{P1}) + (\text{N2} \times \text{P2}) \\
 &= 23.187,6988 \text{ Pa} \\
 &= 0,2288 \text{ atm}
 \end{aligned}$$



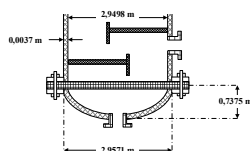
DETAIL LUBANG TRAY



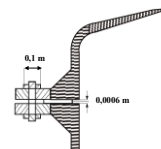
DETAIL HEAD ATAS



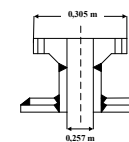
DETAIL TRAY



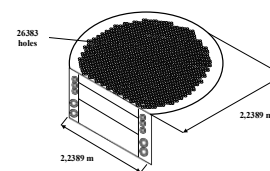
DETAIL HEAD BAWAH



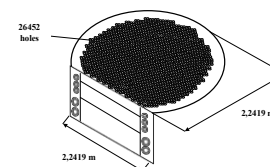
DETAIL FLANGE & BAUT



DETAIL NOZZLE



DETAIL SIEVE TRAY KOLOM ATAS



DETAIL SIEVE TRAY KOLOM BAWAH

NOZZLE	NPS	SCH	OD	ID
A	12	160	0,305	0,257

No.	NAMA BAGIAN	BAHAN KONSTRUKSI
1	NOZZLE GAS KELUAR	SA -285
2	HEAD ATAS	SA -285
3	BAUT	SA-285
4	FLANGE	SA-285
5	GASKET	AS BESTOS
6	NOZZLE REFLUKS MASUK	SA-285
7	TRAY	SA-285
8	VESSEL	SA-285
9	WEIR	SA-285
10	NOZZLE FEED MASUK	SA-285
11	NOZZLE BOIL-UP MASUK	SA-285
12	BAUT	SA-285
13	FLANGE	SA-285
14	GASKET	AS BESTOS
15	HEAD BAWAH	SA-285
16	NOZZLE LIQUID KELUAR	SA-285

PROGAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI MALANG

PERANCANGAN ALAT UTAMA KOLOM DESTILASI D-150

DIRANCANG OLEH :

DOSEN PEMBIMBING:

DocuSigned by:
99C9AAB2B18C4F8...
Ika Dulu Prasetyawan
(2214917)

Dina
Dwi Ana Anggorowati, S.T., M.T.
NIP. 197009282005122001

BAB VII

INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Dalam hal menjaga kualitas serta kuantitas produk, maka pabrik memerlukan SDM yang terjamin keselamatan maupun kesehatannya, peran serta SDM sangat penting bagi kualitas produksi, serta dalam menjaga kualitas & kuantitas mutu produk agar tercapai pemenuhan target produksi perusahaan. Perusahaan juga membutuhkan instrumentasi yang temutakhir yang dapat mendukung jalannya proses produksi agar lebih optimal. Oleh karena itu dalam bab ini Instrumentasi dan keselamatan kerja di pabrik dibedakan menjadi 2 faktor pendukung yang mendukung mutu produksi pabrik.

1. Instrumentasi

Instrumentasi pabrik merupakan alat pendukung yang digunakan agar dapat mengontrol proses produksi pabrik dan agar mesin-mesin pabrik dapat aman terkontrol. Kontrol proses ini dibutuhkan agar dapat mengontrol proses agar sebagai penunjuk, perekam mesin, kontrol, dan jika diperlukan tanda bahaya (*alarm*). Variabel produk yang berkaitan dengan tekanan, temperatur, ketinggian level pada tangki reaktor, laju alir fluida, getaran, kecepatan putar pada pengaduk, kekeruhan, kelembaban, massa jenis dan lain sebagainya yang perlu dikontrol dalam proses yang berpengaruh terhadap variable proses.

Variabel di atas dikontrol secara cermat dan teliti setiap waktu agar dapat menghasilkan kualitas produk yang terbaik sehingga dapat menekan tingkat kesalahan secara minimum. Alat-alat instrumentasi secara otomatis atau manual bekerja dengan bantuan SDM atau operator. Instrumentasi dalam penerapannya memiliki beberapafungsi antara lain seperti sebagai alat pengukuran sehingga mempermudah pengoperasian alat-alat analisis sehingga mempermudah SDM dalam melakukan *tracking error* pada saat alat tidak stabil, alat pengendali sehingga dapat menghasilkan produk yang stabil & kontinu, dan dapat mengurangi efisiensi biaya serta efisiensi waktu.

Hal-hal yang diperlukan dalam pemilihan instrumentasi seperti level, range serta fungsi dari alat instrumentasi, keakurasian dari hasil pengukuran, konstruksi & bahan material yang digunakan, faktor yang berpengaruh

ditimbulkan pada saat proses produksi berlangsung, akses memperoleh informasi & *spare part*, serta kemudahan dalam servis jika terjadi kerusakan atau kesalahan sistem.

Skripsi rencana perancangan pabrik Metil Salisilat ini menggunakan instrumentasi manual dan otomatis yang mana bergantung terhadap peralatan, pertimbangan teknis serta secara ekonomi.

1. Instrumentasi Manual

Instrumentasi manual yang digunakan dalam instrumen ini terdiri dari instrumen penunjuk, serta catatan manual dan diperlukan pada kondisi proses yang tidak membutuhkan keakurasian yang tinggi.

2. Instrumentasi otomatis

Instrumentasi otomatis merupakan penerapan sistem yang menggunakan konsep otomatis terhadap suatu ruang lingkup, sistem tersebut dapat terdiri atas sensor, kontroler, dan aktuator.

Instrumentasi otomatis merupakan penerapan sistem yang menggunakan konsep otomatis terhadap suatu ruang lingkup, sistem tersebut dapat terdiri atas sensor, kontroler, dan aktuator. Dimana sensor yang berfungsi sebagai indera variable proses, kontroler sebagai alat yang didesain untuk komputasi matematika, menghitung nilai masukan dan nilai keluaran, serta aktuator sebagai alat yang melakukan aksi berdasarkan nilai yang diinputkan. Instrumentasi ini digunakan untuk proses produksi yang membutuhkan ketelitian tinggi, atau alat yang menggunakan temperatur maupun tekanan tinggi sehingga untuk menjamin keselamatan kerja. Rencana perancangan pabrik metil salisilat ini dipasang beberapa instrumentasi alat kontrol antara lain :

2.1. *Temperature Controller* (TC) Mengontrol temperatur agar beroperasi pada alat agar konsisten.

2.2. *Pressure Controller* (PC) Mengatur dan menjaga temperatur agar beroperasi pada tekanan konstan.

2.3. *Level Indicator Controller* (LIC) Mengidentifikasi/informasi ketinggian bahan didalam tangkai atau alat

2.4. *Flow Indicator Controller* (FIC) Mengontrol aliran yg keluar dari pompa Berikut tabel di bawah ini menggambarkan instrumentasi peralatan pabrik Metil Salisilat dapat dilihat sebagai berikut :

Tabel 7.1.Instrumentasi pabrik

No	Nama Alat	Kode Alat	Kode Instrumentasi
1	Pompa	L-111	FIC
2	Pompa	L-121	FIC
3	Pompa	L-131	FIC
4	Pompa	L-141	FIC
5	Pompa	L-151	FIC
6	Pompa	L-161	FIC
7	Pompa	L-171	FIC
8	Pompa	L-181	FIC
9	Pompa	L-191	FIC
10	Pompa	L-201	FIC
11	Pompa	L-211	FIC
12	Cooler	E-122	TC
13	Cooler	E-314	TC
14	Heater	E-112	TC
15	Heater	E-132	TC
16	Condenser	E-311	TC
17	Reboiler	E-313	TC
18	Storage Tank	F-110	LIC, FIC
19	Storage Tank	F-130	LIC, FIC
20	Accumulator	A-125	LIC
21	Decanter	D-510	LIC
22	Reaktor	R-120	LIC, PC, TC
23	Netralizer	R-410	LIC, PC, TC
24	Kolom Destilasi	D-310	LIC, PC, TC

2. Keselamatan Kerja

Keselamatan kerja merupakan salah satu indikator yang paling utama yang harus diperhatikan dalam merencanakan perancangan pabrik. Keselamatan kerja yang terjamin pada SDM dapat membuat pekerja merasa nyaman, dan menghasilkan

output yang sesuai dengan target yang diberikan oleh perusahaan. Faktor utama yang menyebabkan untuk keselamatan pabrik ini harus diperhatikan ialah dapat mencegah terjadinya kerusakan yang besar dari peralatan pabrik maupun kehilangan nyawa dan terpeliharanya alat-alat secara baik dalam jangka waktu lama.

Secara umum bahaya-bahaya yang timbul bergantung pada bahan yang diproduksi dan tipe proses yang digunakan antara lain seperti bahaya kebakaran, bahaya mekanik, bahaya yang disebabkan zat-zat kimia dan bahaya yang disebabkan oleh gas.

3. Bahaya kebakaran

Penyebab terjadinya bahaya tersebut dikarenakan adanya loncatan bunga api yang disebabkan konsleting listrik seperti pada stopkontak, sakelar, atau instrumentasi lainnya. Pencegahan bahaya kebakaran dapat dilakukan dengan cara sebagai berikut :

1. Menempatkan unit utilitas dan *power plant* yang cukup jauh dari lokasi proses yang dikerjakan.
2. Mengisolasi dengan baik bahan-bahan yang mudah terbakar secara aman dan tertutup.
3. Menyediakan alat-alat pemadam kebakaran disekitar area kantor maupun area pabrik yang menunjang kapasitas volume bangunan, baik kebakaran yang disebabkan karena listrik, maupun api, seperti memasang pipa air melingkar di seluruh lokasi pabrik
4. Melakukan pemasangan isolasi pada seluruh kabel-kabel transmisi yang ada.
5. Pabrik melakukan identifikasi keselamatan secara berkala, memasang nomer telepon darurat ditempat strategis dan menyediakan SDM yang terlatih dan bersertifikat untuk bertanggung jawab dalam hal petugas pemadam kebakaran apabila terjadi keadaan darurat, jika tidak tertangani baru menghubungi petugas pemadam kebakaran terdekat.

4. Bahaya mekanik

Penyebab terjadinya bahaya tersebut disebabkan oleh pengerjaan konstruksi yang tidak memenuhi syarat yang berlaku dan adanya bahaya atau alat bergerak yang tidak semestinya.

Pencegahan bahaya kebakaran dapat dilakukan dengan cara sebagai berikut :

1. Konstruksi harus mendapat perhatian dengan tenaga ahli dibidangnya.
2. Perencanaan peralatan harus sesuai dengan tata aturan yang berlaku, baik pemilihan bahan konstruksi maupun faktor yang lain.
 - a. Pemasangan alat kontrol yang baik dan sesuai serta alat pengamanannya.
 - b. Terdapat pemasangan penangkal petir pada bangunan yang memiliki ketinggian lebih dari 20 m, dan memiliki lampu suar (mercusuar).
 - c. Memiliki jalur evakuasi sesuai dengan ketentuan pemerintah yang berlaku.

5. Bahaya yang disebabkan zat-zat kimia.

Penyebab bahaya yang disebabkan zat-zat kimia disebabkan adanya ketidakpahaman pekerja SDM yang bekerja dalam pabrik tersebut yang kurang memahami sifat-sifat bahaya bahan kimia, kurangnya informasi yang diterima pekerja baik simbol atau tanda di dalam lokasi pabrik, alat pelindung diri yang kurang berfungsi atau tidak dijalankan atau tidak disediakan oleh pabrik yang disesuaikan berdasarkan fungsinya. Oleh sebab itu agar dapat pekerja dapat memahami bahan yang disebabkan di lokasi pabrik dapat dilakukan pencegahan seperti :

- i. Dalam lokasi pabrik, pekerja dilarang merokok serta diberikan simbol & tanda-tanda disekitar area lokasi yang dilarang juga memberikan sosialisasi.

- ii. Menggunakan sepatu *safety* atau sepatu karet serta memasang simbol bahaya licin agar pekerja tidak terkena ceceran bahan kimia yang mungkin ada di sekitar pabrik
- iii. Seluruh pekerja wajib menggunakan alat pelindung diri pada saat memasuki lokasi pabrik sesuai dengan ketentuan serta simbol yang terpasang pada setiap area.
- iv. Perusahaan menyediakan alat pelindung diri sesuai dengan identifikasi personil yang ahli di bidang Ahli K3.

6. Bahaya yang disebabkan gas.

Penyebab bahaya yang disebabkan gas dapat disebabkan adanya kesalahan penyimpanan gas yang belum sesuai, ruangan penyimpanan yang tidak sesuai standar, serta kurangnya informasi yang diterima pekerja baik simbol atau tanda di dalam lokasi pabrik, alat pelindung diri yang kurang berfungsi atau tidak dijalankan atau tidak disediakan oleh pabrik yang disesuaikan berdasarkan fungsinya, serta kepedulian jika para pekerja pada saat gas bocor, juga tidak tersedia alat deteksi gas pada lokasi pabrik jika terjadi kebocoran.

Berikut beberapa cara pencegahan yang dapat dilakukan seperti :

- 8. Dalam lokasi pabrik, pekerja dilarang merokok serta diberikan simbol & tanda-tanda disekitar area lokasi yang dilarang juga memberikan sosialisasi.
- 9. Menggunakan APD sesuai dengan instruksi APD yang ditetapkan di masing-masing lokasi pabrik.
- 10. Perusahaan melakukan identifikasi risiko, penyimpanan, dan penanggulangan terhadap bahaya yang disebabkan oleh gas dengan tenaga ahli bidang Ahli K3 yang bersertifikat.
- 11. Perusahaan menyediakan gas detektor untuk mendeteksi jika terjadi adanya kebocoran gas, dengan membunyikan alarm atau sirine.
- 12. Perusahaan memperhatikan dengan cermat instalasi pipa gas

dibantu oleh tenaga ahli.

13. Penyimpanan gas yang terstandar sesuai dengan peraturan pemerintah beserta simbol, penanganan, dan ruangan.

BAB VIII

UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang operasional pabrik, di luar unit proses dan unit operasi, yang bertugas menyediakan, mempersiapkan dan mendistribusikan bahan-bahan penunjang operasional pabrik seperti air, uap, bahan bakar, compressed air, instrument air dan kebutuhan inert gas serta refrigerant. Mengacu pada kebutuhan unit utilitas yang dibutuhkan, oleh sebab itu dibagi menjadi 3 bagian, antara lain:

1. Unit pengolahan air (Water Treatment) yang terdiri dari air sanitasi, air pendingin, dan air proses,
2. Unit penyediaan tenaga arus listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar

1. Unit Pengolahan Air

Dalam memenuhi kebutuhan air pada pabrik metil salisilat, direncanakan menggunakan air Kawasan yang dikelola oleh PT kaltim daya manditi (KDM) yang telah dikelola dengan pretreatment awal seperti penghilangan impurities fisika dan kimia sehingga memudahkan pengolahan air pada unit utilitas pabrik metil salisilat yang akan didirikan.

A. Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk memenuhi kebutuhan karyawan, laboratorium, taman dan kebutuhan lain. Air sanitasi yang dipergunakan harus memiliki syarat kualitas

air sebagai berikut:

a. Syarat Fisik

- Berada di bawah suhu udara
- Warnanya jernih
- pH netral
- Tidak berbusa
- Tidak berasa
- Tidak berbau

b. Syarat kimia

- Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd, dan Hg

- Tidak mengandung zat - zat kimia beracun

c. Syarat mikrobiologis

- Tidak mengandung kuman maupun bakteri, terutama bakteri patogen yang dapat merubah sifat fisik air.

Kebutuhan air sanitasi pada Pra Rencana Pabrik Ammonium Nitrat ini adalah :

1. Untuk kebutuhan karyawan

Menurut standar WHO kebutuhan air untuk tiap orang = 120 L/hari/orang.

Sehingga kebutuhan air sanitasi 212 karyawan sebesar 1054,7000 kg/jam

2. Untuk laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah sebesar 40% dari kebutuhan karyawan. Sehingga didapatkan kebutuhan air sanitasi untuk laboratorium dan taman sebesar 527,3500 kg/jam

3. Untuk pemadam kebakaran dan cadangan air

Air sanitasi yang digunakan untuk pemadam kebakaran dan cadangan air direncanakan 40% dari kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium dan taman, sehingga kebutuhan untuk pemadam kebakaran dan cadangan air sebesar 421,8800 kg/jam

Kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium, dan taman adalah

$$= 1054,7000 \text{ kg/jam} + 527,3500 \text{ kg/jam}$$

$$= 10582,0500 \text{ kg/jam}$$

Air dari bak penampung (F-210) dialirkan dengan pompa (L-212) menuju bak klorinasi (F-220) dan ditambahkan desinfektan klor sebanyak 1 ppm yang diinjeksikan langsung ke dalam pipa. Dari bak klorinasi, air dialirkan menuju gedung yang memerlukan dengan menggunakan pompa (L-261) dan siap untuk dipergunakan sebagai air sanitasi.

B. Air Pendingin

Fungsi dari air pendingin antara lain sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas. Hal ini disebabkan karena:

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Tidak mudah terkondensasi
- Dapat menyerap panas

- Tidak mudah menyusut karena pendinginan
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan

Selain sebagai media air pendingin yang akan digunakan harus memenuhi persyaratan tertentu, yang bertujuan untuk meminimalisir terjadinya silika penyebab kerak, besi penyebab korosi, dan minyak penyebab menurunnya efisiensi dari heat transfer sehingga terbentuknya suatu endapan. Air pendingin sebelum digunakan perlu diolah terlebih dahulu. Kandungan bahan didalam air akan mempengaruhi sistem air pendingin, sebab bahan-bahan yang terkandung didalamnya kemungkinan akan menimbulkan masalah kerak yang menghambat perpindahan panas.

Sebagai media pendingin air harus memenuhi syarat tertentu yaitu tidak mengandung besi penyebab korosi, silika penyebab kerak, dan minyak penyebab menurunnya efisiensi heat transfer yang menyebabkan terbentuknya endapan.

Air Pendingin yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat seperti pada tabel dibawah ini

Tabel. 8.1 kebutuhan air pendingin pada peralatan

No	Kode Alat	Kebutuhan Air Pendingin (Kg/jam)
1	E-122	5.146,9040
2	E-151	22.267,6552
3	E-154	15.054,3967
4	R-160	12.728,1421
Total Kebutuhan Air Pendingin		55.197,0980

Dengan memperhitungkan faktor keamanan dan kebocoran, maka diinginkan jumlah air pendingin yang harus disediakan 10% lebih besar dibandingkan dengan kebutuhan normal. Sehingga jumlah air pendingin yang disediakan sebesar adalah 60.716,8078 Kg/jam

Diasumsikan 80% air pendingin dapat digunakan kembali sehingga Air yang disirkulasi adalah 48.573,4462 Kg/Jam. Air yang harus ditambahkan (*make-up water*) adalah 12.143,3616 Kg/Jam

C. Air Proses

C.1 Air Umpan boiler

Tabel 8.2. kebutuhan air umpan boiler

No	Kode Alat	Kebutuhan Air Umpan Boiler (Kg/jam)
1	E-132	789,0150
2	E-142	3.481,1780
3	E-156	3.133,1280
4	R-140	35.903,9901
Total Kebutuhan Air Umpan Boiler		43.307,3111

Air umpan boiler merupakan bahan baku pembuat steam yang memiliki fungsi sebagai media pemanas. Air yang digunakan harus memiliki karakteristik yang tidak merusak boiler. Pada buku Perry's edisi 6, halaman 976 didapatkan bahwa air umpan boiler harus memenuhi persyaratan sebagai berikut:

- Total padatan (total dissolved solid) = 3500 ppm
- Alkalinitas = 700 ppm
- Padatan terlarut = 300 ppm
- Silica = 60-100 ppm
- Besi = 0,1 ppm
- Tembaga = 0,5 ppm
- Oksigen = 0,007 ppm
- Kesadahan = 0 ppm
- Kekeruhan = 175 ppm
- Minyak = 7 ppm
- Residu Fosfat = 140 ppm

Selain wajib memenuhi persyaratan diatas, air umpan boiler harus bebas dari :

- Zat-zat yang menyebabkan korosi, yaitu gas-gas terlarut seperti O_2 , H_2S , CO_2 dan NH_3 .
- Zat-zat yang menyebabkan busa, yaitu zat organik, anorganik, dan zat-zat tak larut dalam jumlah besar.

Agar persyaratan-persyaratan tersebut terpenuhi dan mencegah terjadinya kerusakan boiler, sebelum digunakan air umpan boiler harus diolah lagi terlebih dahulu melalui :

- Demineralisasi, untuk menghilangkan ion-ion pengganggu.
- Deaerator, untuk menghilangkan gas-gas terlarut. Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler.

Bahan baku pembuatan steam adalah air umpan boiler. Steam yang dibutuhkan dalam proses pembuatan metil salisilat sebanyak 43.307,3111 kg/jam dengan kondisi sebagai berikut :

- Tekanan (P) = 8,58 MPa
- Suhu (T) = 300 °C

Zat-zat yang terkandung dalam air umpan boiler yang dapat menyebabkan kerusakan pada boiler adalah:

- Kadar zat terlarut (soluble matter) yang tinggi
- Zat padat terlarut (suspended solid)
- Garam-garam kalsium dan magnesium
- Zat organik (organic matter)
- Silica, sulfat, asam bebas dan oksida

Syarat-syarat yang harus dipenuhi oleh air umpan boiler

a. Tidak membuih (berbusa)

Busa disebabkan oleh adanya solid matter, suspended matter, dan kebasaan yang tinggi. Kesulitan yang dihadapi dengan adanya busa:

- Kesulitan pembacaan tinggi liquid dalam boiler
- Buih dapat menyebabkan percikan yang kuat yang mengakibatkan adanya solid- solid yang menempel dan mengakibatkan terjadinya korosi dengan adanya pemanasan lebih lanjut.

b. Tidak boleh membentuk kerak dalam Boiler

Kerak dalam boiler akan menyebabkan:

- Isolasi terhadap panas sehingga proses perpindahan panas terhambat
- Kerak yang terbentuk dapat pecah sewaktu-waktu, sehingga dapat menimbulkan kebocoran karena boiler mendapat tekanan yang kuat.

c. Tidak boleh menyebabkan korosi pada pipa

Korosi pada boiler disebabkan oleh keasaman (pH rendah), minyak dan lemak, bikarbonat dan bahan organik, serta gas-gas H_2S , SO_2 , NH_3 , CO_2 , O_2 , yang terlarut dalam air. Reaksi elektrokimia antara besi dan air akan membentuk lapisan karat permukaan baja.

Pada pendirian sistem utilitas pabrik dan dengan memperhitungkan faktor evaporasi, keamanan dan kebocoran, maka diinginkan jumlah air umpan boiler yang disediakan harus 10% lebih besar dibandingkan dengan kebutuhan normal. Sehingga jumlah air umpan boiler yang disediakan sebanyak 47.687,5191 Kg/Jam. Diasumsikan 80% kondensat dapat digunakan kembali sehingga Sirkulasi adalah 38.150,0153 Kg/Jam. Air yang harus ditambahkan (*make-up water*) adalah 9538 Kg/Jam

C.2 Air Kebutuhan proses

Kebutuhan air proses terdapat pada reactor R-160 yang berfungsi untuk melarutkan Natrium Karbonat menjadi larutan 5% untuk melakukan fungsi penetralan produk. Air kebutuhan proses ini adalah 46,916 kg/jam.

Total kebutuhan air yang diperlukan secara kontinyu :

Air Sanitasi + Air pendingin + Air steam + Air proses

$$= 2003,9300 + 60.716,8078 + 47.687,5191 + 46,916$$

$$= 110.405,6960 \text{ kg/jam}$$

2. Unit penyedia tenaga arus Listrik

A. Unit Penyedia Listrik

A.1. Kebutuhan Listrik

- Total kebutuhan listrik untuk unit proses 1.797,8 kW
- Total daya penerangan untuk pabrik dan gedung adalah 687,3 kW
- Kebutuhan listrik untuk AC diperkirakan = 65 kW

Kebutuhan listrik untuk instrumentasi dan laboratorium = 40 kW

Kebutuhan listrik untuk pengoperasian alat-alat kantor = 30 kW

Kebutuhan total listrik untuk AC dan lain-lain = 135 kW

Dengan Faktor keamanan = 20% kebutuhan menjadi 162 kW

- Kebutuhan listrik untuk perumahan adalah 24,3 kW

Total Kebutuhan Listrik yang telah dikoreksi oleh efisiensi adalah 4.422,9445 kW. Untuk power keamanan diambil sebesar 20% sehingga kebutuhan total listrik pabrik adalah sebesar 5307.5334 kW Listrik disuplai dari PT. PLTU yang memiliki daya sebesar 220 MW. Untuk mengantisipasi adanya pemadaman, maka dipersiapkan generator sebanyak 1 unit diesel generator.

A.2.Spesifikasi Alat Penyedia Listrik

1. Generator

Nama Alat : Generator

Fungsi : Sebagai cadangan penyedia kebutuhan listrik saat PLN mengalami pemadaman

a. Menentukan Jumlah Generator

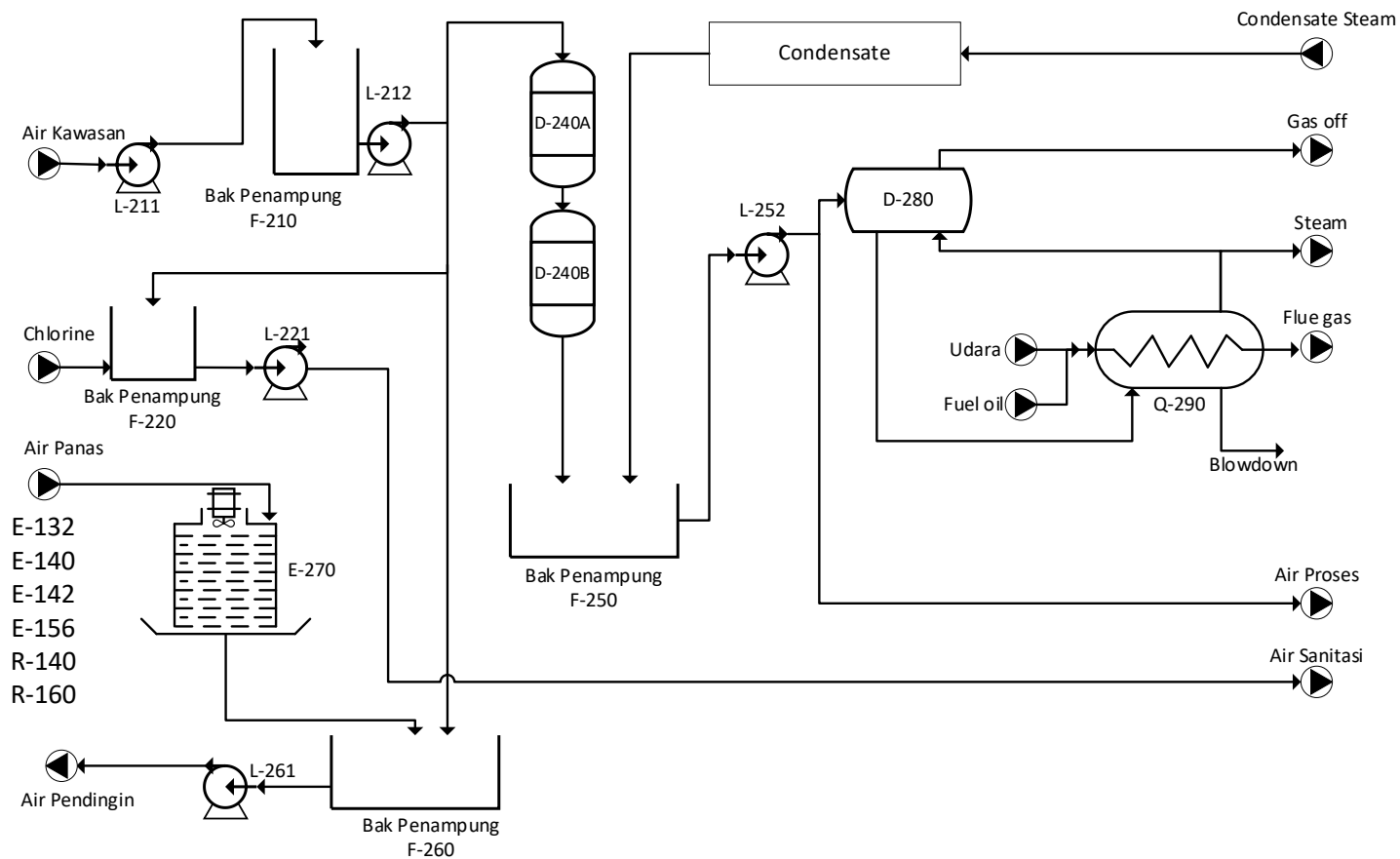
Jika pemenuhan kebutuhan listrik berasal dari PLN 100% dan unit generator digunakan sebagai emergency, jika supply listrik dari PLN mengalami gangguan, sehingga kapasitas generator sama dengan kebutuhan listrik total. Diketahui power faktor untuk generator penggerak mesin diesel sebesar 0,85 maka power generator adalah :

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{Kebutuhan Listrik Total}}{\text{Power factor}} \\ &= \frac{62445308}{0,85} \\ &= 6244 \text{ kW} \end{aligned}$$

Jika digunakan generator dengan kapasitas 7500 kW maka jumlah generator yang digunakan :

$$\text{Jumlah} = \frac{6244}{7500} = 0,83 = 1 \text{ buah}$$

Dengan asumsi terjadi mati listrik selama 10 hari dalam 1 tahun sehingga diperlukan bahan bakar 160.509,9 L



KODE	KETERANGAN	JUMLAH
F-210	Bak Penampung	1
L-211	Pompa Proses	1
L-212	Pompa Proses	1
F-220	Bak Penampung	1
L-221	Pompa Proses	1
F-230	Bak Penampung	1
J-124	Bucket Elevator	1
D-240A	Penukar Kation	1
D-240B	Penukar Anion	1
F-250	Bak Penampung	1
L-251	Pompa Proses	1
L-252	Pompa Proses	1
F-260	Bak Penampung	1
L-261	Pompa Proses	1
E-270	Penukar Panas	1
D-280	Deaerator	1
Q-290	Boiler	1

PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI INSTITUT TEKNOLOGI MALANG	
UTILITAS PRA RENCANA PABRIK METIL SALISILAT	
DIRANCANGOLEH :	DOSEN PEMBIMBING
 RKA DALU P RASETYAWAN 2214917	 DWIANA ANGGOROWATI S.T., M.T. NIP. 87009282005012001

BAB IX

TATA LETAK PABRIK

Penentuan lokasi dan tata letak suatu perusahaan dan pabrik merupakan hal yang sangat selektif dan perlu evaluasi secara menyeluruh, mengingat dalam suatu perusahaan menentukan lokasi harus mempunyai tujuan yang berkaitan dengan biaya, daya saing perusahaan yang kedepannya harusnya lebih baik, perluasan area produksi jika sewaktu- waktu diperlukan penambahan kapasitas, keuntungan perusahaan yang dapat meningkat.

Dalam pemilihan lokasi dan tata letak terdapat faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan antara lain seperti faktor utama yakni penyediaan bahan baku, pemasaran (*marketing*), utilitas (air, listrik, dan bahan bakar), iklim serta geografisnya. Juga memiliki faktor khusus yang perlu diperhatikan seperti transportasi, tenaga kerja, buangan pabrik, pemilihan dan karakteristik dari lokasi, serta peraturan perundang- undangan yang berlaku.

1. Faktor Utama

1. Penyediaan Bahan Baku

Hal terpenting dari suatu pabrik beroperasi adalah bahan baku utama yang menjadi sumber produksi. Hal tersebut sangat penting untuk dapat ditinjau sebelum mendirikan lokasi. Oleh sebab itu berikut hal yang perlu diperhatikan terkait sumber bahan baku antara lain :

- Lokasi sumber bahan baku
- Jumlah potensial sumber bahan baku
- Jangka waktu sumber bahan baku
- Kualitas sumber bahan baku dipastikan memenuhi standar
- Sarana transportasi sumber bahan baku.

2. Pemasaran (*marketing*)

Letak konsumen atau dalam hal pemasaran salah satu hal yang terpenting dalam pemilihan agar perusahaan mendapatkan keuntungan. Alasan yang mendasari tentunya kemudahan konsumen menerima produk, mengurangi risiko dalam kerusakan pada saat pengangkutan sehingga jarak juga menjadi faktor dalam hal ini, biaya transportasi yang cukup mahal, kemudian kebutuhan produk dari saat ini sampai dengan yang akan datang.

3. Utilitas

Utilitas juga merupakan faktor sangat penting untuk mendukung proses produksi dan dapat berjalan sesuai target perusahaan tentunya dengan tidak mengabaikan kualitas dari produk. Utilitas sendiri terdiri dari air, tenaga listrik dan konsumsi bahan bakar.

3.1. Air

Air merupakan salah satu unit utilitas yang dibutuhkan dalam industri sebagai air penunjang proses, media pendingin, air sanitasi dan kebutuhan lainnya. Terdapat beberapa sumber yang digunakan untuk penunjang yakni air kawasan, air sungai, air tanah dan air dari PDAM. Oleh sebab itu, perusahaan harus memperhatikan beberapa faktor seperti jangka waktu pemakaian sumber air supaya dapat memenuhi kebutuhan seluruh kegiatan pabrik, kualitas sumber air, pengaruh iklim terhadap sumber air, serta biaya yang dibutuhkan dalam pengolahan.

3.2. Tenaga listrik dan konsumsi bahan bakar

Tenaga listrik dan konsumsi bahan bakar merupakan faktor utama dalam hal operasinya suatu pabrik, dimana kebutuhan ini digunakan sebagai sumber motor penggerak, penerangan dan pemenuhan kebutuhan kegiatan pabrik seperti untuk kegiatan laboratorium, kantor, dan pemenuhan kegiatan pekerja yang berada di lokasi. Beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam hal ini seperti ketersediaannya listrik dan bahan bakar di daerah tersebut, kapasitas listrik di lokasi tersebut, jumlah kapasitas tenaga listrik di masa mendatang, biaya listrik, serta jarak yang dibutuhkan dalam hal pemenuhan bahan bakar. Sumber listrik yang digunakan diperoleh dari PLN, namun sumber listrik cadangan tenaga generator sangat diperlukan agar pabrik dapat memproduksi.

4. Iklim serta geografis

Iklim dan geografis merupakan faktor alam yang berpengaruh terhadap arsitektur bangunan yang berada dalam lokasi tertentu di masing-masing wilayah. Faktor yang perlu diperhatikan dalam hal ini seperti keadaan alam yang dapat berpengaruh terhadap konstruksi bangunan dan spesifikasi peralatan yang nantinya akan digunakan, kecepatan angin serta arah angin yang terjadi juga dapat menjadi faktor dalam penentuan arsitektur bangunan dan alat, dan intensitas gempa bumi yang terjadi.

2. Faktor Khusus

1. Transportasi

Faktor transportasi merupakan hal yang perlu diperhatikan, karena perusahaan pastinya menginginkan produk dan bahan baku yang dihasilkan serta alat pendukungnya dapat dikirimkan dengan jalur transportasi yang memadai dan biaya yang seefisien mungkin. Beberapa hal yang perlu diperhatikan yakni adanya jalur penghubung darat, udara, maupun laut dapat diakses secara mudah dan dengan biaya yang relevan. Oleh sebab itu, dalam hal ini rencana pabrik yang akan dibangun dekat Pelabuhan PT Pupuk Kalimantan Timur.

2. Tenaga Kerja

Spesifikasi kebutuhan tenaga kerja ahli atau biasa perlu diperhatikan karena akan berpengaruh terhadap kinerja, kualitas mutu SDM, dan kelancaran produksi dari perusahaan. Syarat tingkat pendidikan, keahlian juga rentang umur secara spesifikasi perusahaan perlu didetailkan supaya sesuai dengan tanggung jawab, tugas, dan wewenang. Faktor yang perlu menjadi perhatian yakni seperti kemudahan akses mendapatkan tenaga kerja yang memenuhi kriteria, jika diperlukan dapat bekerja sama dengan beberapa dinas atau di bawah sekolah kementerian perindustrian, keahlian dan pendidikan tenaga kerja, penghasilan serta jenjang karir dan fasilitas tenaga kerja di daerah tersebut yang disediakan dan memadai bagi para pekerja.

3. Buangan Pabrik

Buangan pabrik merupakan hal yang sangat sensitif bagi perusahaan yang menghasilkan limbah. Buangan pabrik tersebut dapat berupa gas, cair, maupun padat (masker, limbah laboratorium, ceceran bahan kimia, sarung tangan) yang mana aturan bagi penghasil limbah telah secara spesifik diatur dalam peraturan pemerintah. Bahkan pada saat pendirian pabrik dan ijin hal ini menjadi salah satu pendukung untuk pabrik tersebut mendapatkan ijin pendirian bangunan dan produksi di wilayah tersebut. Oleh sebab itu beberapa hal yang perlu diperhatikan oleh perusahaan antara lain yakni teknis pengelolaan buangan, identifikasi risiko oleh tenaga ahli seperti AK3 umum untuk melakukan identifikasi bahaya, risiko, dan penanggulangan dari pencemaran yang mungkin timbul, serta menyediakan tempat penampungan sementara LB3 yang berijin, juga sosialisasi terhadap para pekerja agar memahami penggolongan LB3.

4. Pemilihan dan karakteristik dari lokasi

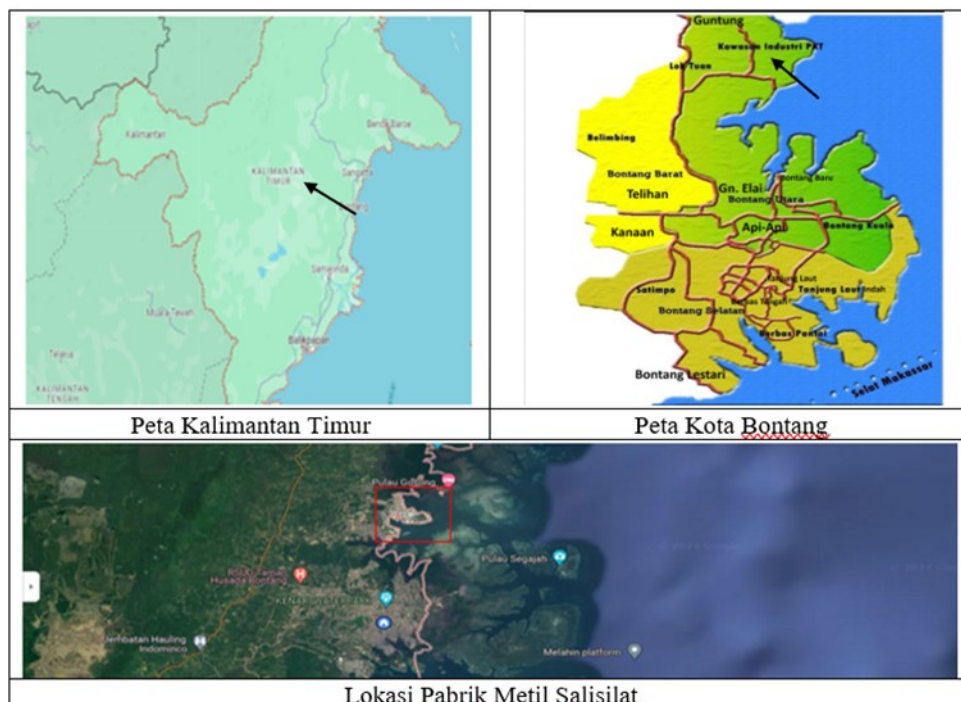
Pemilihan dan karakteristik lokasi pabrik perlu memperhatikan tujuan perusahaan yang mana jika terdapat pengembangan di masa datang maka perusahaan dengan mudah melakukan perluasan lahan. Faktor yang perlu diperhatikan seperti tipe tanah (gambut, mineral, pasir, liat atau tanah bekas sawah) yang akan dibangun, ketinggian level tanah yang akan dibangun, kedalaman air tanah yang ada, transportasi dan fasilitas pendukung lainnya.

5. Peraturan perundang-undangan

Peraturan perundang-undangan menjadi dasar dalam proses pendirian bangunan, oleh sebab itu hal ini sangat perlu diperhatikan dan disesuaikan dengan pendirian bangunan pabrik yakni seperti peraturan pemerintah terkait penggunaan tanah, jalan, jalur transportasi, pendirian bangunan, zona industri, pengelolaan terkait limbah dan polusi udara, serta terkait keuangan seperti perpajakan, asuransi, dan perburuhan.

3. Lokasi yang Dipilih

Berdasarkan pertimbangan faktor utama dan khusus yang telah disampaikan, maka lokasi yang menjadi alternatif rencana pendirian pabrik metil salisilat adalah **Kawasan Industri Kaltim, Kel. Guntung, Kec. Bontang Utara, Kota Bontang, Kalimantan Timur**



Gambar 9.1 Peta Lokasi Pabrik

4. Tata Letak Pabrik

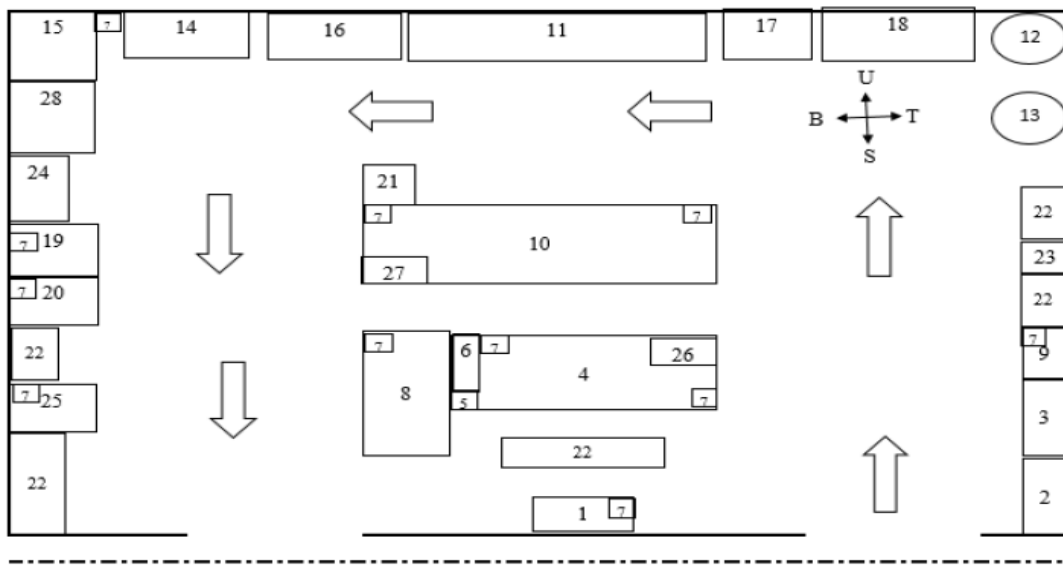
Tata letak rencana pabrik metil salisilat harus dilakukan penyusunan di awal seperti pada penyusunan jalur perpipaan proses maupun sanitasi, jalur listrik termasuk gardu, kabel-kabel yang menyertai peralatan maupun penerangan dan alat pendukung, serta dan peralatan proses agar dapat menciptakan kegiatan operasional yang ergonomis, dengan keselamatan pekerja yang tinggi, dan kebersihan pabrik, juga mempertimbangan nilai pembangunan konstruksi yang seefisien mungkin, tidak hanya hal itu jalur pemasaran dan transportasi (bahan baku, proses, dan produk) yang memadai dan layak, juga fasilitas pendukung bagi pekerja sehingga kenyamanan kerja tetap terpenuhi. Tata letak ini dibagi menjadi 2 bagian antara lain tata letak pabrik (*plant layout*), tata letak peralatan proses (*process layout*).

1. Tata letak pabrik (*plant layout*)

Tata letak pabrik merupakan rencana tata pendirian bangunan dan peralatan dalam pabrik, yang terdiri dari area produksi, area penyimpanan hasil produk dan area penyimpanan bahan baku agar pabrik bisa beroperasi secara efektif, ergonomis dan efisien. Faktor yang perlu diperhatikan dalam aturan tata ruang pabrik dimana untuk pabrik metil salisilat adalah:

- Ruangan dan area lapangan dibagi per masing-masing kotak sesuai ukuran yang ditentukan.
- Flow proses berjalan secara kontinu sehingga jalur perpipaan dapat seefisien mungkin.
- Area pengembangan dari area yang dibangun untuk mempermudah pengembangan usaha kedepannya
- Pengelolaan limbah dan cemaran yang dihasilkan
- Penerangan serta fasilitas pendukung lainnya
- Jalur evakuasi yang mudah agar jika terjadi bahaya seperti kebakaran, ledakan, dan timbulnya ledakan karena gas atau bahan kimia.

Berikut di bawah ini merupakan ukuran luas bangunan dapat dilihat pada gambar 9.2 tata letak pabrik.



Gambar 9.2 Tata Letak Pabrik

Tabel 9.1 Keterangan Bangunan Tata Letak Pabrik

No.	Keterangan Bangunan	Ukuran (m)	Luas (m ²)
1.	Pos Keamanan	3 x 4	12
2.	Paarkir karyawan	20 x 4	200
3.	Parkir Kendaraan tamu	10 x 10	100
4.	Kantor pusat dan tata usaha	50 x 40	2000
5.	Perpustakaan	6 x 5	30
6.	Gedung serbaguna	20 x 15	300
7.	Toilet	11 (4 x 3)	132
8.	Laboratorium	10 x 50	500
9.	Mushola	10 x 15	150
10.	ruang Proses	200 x 100	20000
11.	Area perluasan pabrik	100 x 50	5000
12.	Tangki storage amonia	30 x 50	1500
13.	Tangki bahan bakar	30 x 50	1500
14.	Utilitas	100 x 50	5000
15.	Tangki produk Metil Salisilat	30 x 50	1500
16.	Ruang boiler	5 x 10	50
17.	Ruang generator genzet	5 x 10	50
18.	Ruagan bahan bakar	10 x 10	100
19.	Depertemen produksi	10 x 10	100
20.	Departemen teknik	10 x 10	100
21.	Penimbangan	4 x 15	60
22.	Taman	5 (32 x 32)	5120

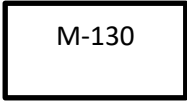
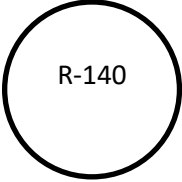
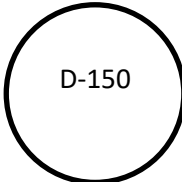
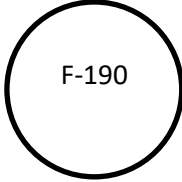
23.	Bengkel	10 x 15	150
24.	Garasi	5 x 10	50
25.	Poliklinik	4 x 15	60
26.	Kantin dan koperasi	10 x 15	150
27.	Ruangan kontrol	15 x 4	60
28.	Gudang penyimpanan	30 x 50	1500
	Jumlah total luas bangunan		45.474

2. Tata letak peralatan proses (*proses layout*)

Pada perancangan tata letak peralatan proses pengaturan yang berkaitan dengan optimalisasi kerja baik dari sisi konstruksi bangunan dan aliran proses sangat penting mengingat efisiensi biaya, tenaga dan keselamatan kerja sangat perlu diperhatikan. Oleh sebab itu beberapa hal yang perlu diperhatikan antara lain :

- Aliran proses dari bahan baku dan produk yang tepat memberikan keamanan bagi jalannya produksi, selain itu pemasangan peripaaan elevasi jalur produksi perlu diatur untuk level ketinggian supaya jalur pekerja tidak terganggu di lokasi pabrik.
- Penerangan juga penting dalam proses produksi, dalam peraturan pemerintah terkait tenaga kerja fasilitas penerangan diatur besaran (*lux*) pencahayaan sesuai dengan kegiatan produksi maupun perkantoran.
- Keefektifan dalam penataan alat proses harus diatur secara tepat, aman, ergonomis dan efisien agar dapat menekan biaya operasional serta keselamatan pekerjaanya supaya menguntungkan perusahaan baik sisi ekonomi ataupun kelancaran , keamanan produksi
- Jarak antar alat proses harus dipertimbangan supaya alat yang bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi dapat berjarak jauh sesuai dengan standar supaya bila terjadi bahaya ledakan maupun kebakaran tidak cepat menyulut ke alat proses yang lain. Tata letak peralatan proses secara garis besar merujuk pada keselamatan dan kesehatan para pekerjaanya.
- Jalur lalu lintas perlu diperhatikan agar ruang gerak serta keergonomisan pekerja apabila terjadi kerusakan alat, maka para pekerja tidak sulit untuk memperbaiki juga tidak mengganggu jalur lintas pekerja yang lain yang sedang menjalankan aktifitas pekerja.

Berikut di bawah ini dapat dilihat yang merupakan gambar 9.3 tata letak peralatan proses.

Persiapan bahan baku	Tahap reaksi	Tahap pemurnian	Tahap penanganan produk
 M-130	 R-140	 D-150	 F-190

Gambar 9.3 Tata Letak Peralatan Proses

BAB X

STRUKTUR ORGANISASI

Salah satu syarat pendirian perusahaan harus memiliki struktur organisasi, oleh karena itu struktur organisasi merupakan bentuk komitmen perusahaan dalam hal mengatur fungsi peran masing-masing sesuai dengan tugas, tanggung jawab, dan wewenang. Masing-masing fungsi dari struktur organisasi harus dijabarkan dengan detail, agar tidak memiliki tugas, tanggung jawab, serta wewenang yang tumpang tindih satu dengan yang lain. Tentunya dengan mempertimbangkan latar belakang pendidikan, pengalaman, ketrampilan, keahlian, serta disesuaikan dengan tanggung jawabnya.

1. Dasar Perusahaan

Bentuk Perusahaan	: Perseroan Terbatas (PT)
Lokasi Pabrik	: Bontang, Kalimantan Timur
Kapasitas Produksi	: 50.000 ton/tahun
Status Investasi	: Penanaman Modal dalam Negeri (PMDN)

2. Bentuk Perusahaan

Perusahaan sesuai status yang telah disampaikan di atas merupakan bentuk Perseroan Terbatas, alasan memilih bentuk perusahaan tersebut antara lain perusahaan berdiri di wilayah NKRI, para pemegang saham dan pengurus merupakan asal WNI, tanggung jawab serta wewenang para pemimpin dan pemegang saham terpisah antar satu dengan yang lain, terbatasnya tanggung jawab para pemegang saham sehingga segala sesuatu yang menyangkut manajemen perusahaan diatur oleh pimpinan perusahaan, apabila perusahaan memiliki keuntungan atau *dividen* maka akan dibagi sesuai dengan ketentuan yang telah diatur sesuai perjanjian, kesejahteraan perusahaan terjamin karena tidak ada tendensi yang berpengaruh ketika pemegang saham berhenti, memiliki struktur organisasi yang jelas mencakup tanggung jawab personil sesuai dengan keahlian masing-masing.

3. Struktur Organisasi Perusahaan

Struktur organisasi merupakan hierarki organisasi dalam menetapkan sebuah organisasi beroperasi untuk menjamin tujuan dimasa depan. Oleh sebab itu dalam perusahaan ini secara garis besar struktur organisasi besar sampai

dengan level *staff*, sedangkan untuk non staff diatur lebih dalam dimasing-masing unit dan departemen. Beberapa faktor alasan mengambil garis besar tersebut dikarenakan pimpinan tertinggi merupakan direktur yang bertanggung jawab kepada Dewan Komisaris sebagai wakil pemegang saham, alasan lain selain sudah biasa digunakan oleh perusahaan besar lain juga memiliki satu kesatuan pemimpin sehingga tidak terjadi tumpang tindih perintah, sehingga masing-masing kepala departemen memimpin unit masing-masing di bawah komando utama direktur. Oleh sebab itu pertimbangan tersebut maka perusahaan pabrik Metil Salisilat menggunakan jenis struktur fungsional tersebut.

4. Tugas dan Tanggung Jawab Personil dalam Struktur Organisasi

2. Pemegang Saham

Merupakan pihak yang berwenang memiliki saham pada suatu perusahaan dimana mewakilkan kepemilikannya sahamnya kepada pihak manajemen perusahaan. Pemegang saham sebagai pemilik modal memiliki hak serta kewajiban atas perusahaan yang diberi modal. Pemegang saham dapat menjual kepada pihak lain sesuai dengan keinginannya, namun tanggung jawab perusahaan kepadanya yaitu mengembalikan investasi yang diberikan oleh pemegang saham.

3. Dewan Komisaris

Dewan yang bertugas melakukan pengawasan secara umum atau khusus sesuai dengan anggaran dasar dan diperbolehkan memberikan nasihat kepada direksi. Pengangkatan serta pemberhentian dewan diatur dalam anggaran dasar perusahaan beserta dengan peraturannya.

Tugas dewan komisaris seperti melakukan pengawasan terhadap kegiatan perusahaan, rencana jangka panjang perusahaan, mengevaluasi kinerja direksi, mengkaji system manajemen, memantau serta melaporkan pada saat RUPS, mengusulkan jika diperlukan audit eksternal, menginformasikan saham yang dimiliki agar dapat dicantumkan ke dalam laporan tahunan perusahaan, serta menyusun tugas masing-masing anggota.

Sedangkan kewajibannya yakni memberikan saran dan masukan pada saat RUPS, pengawasan terhadap pelaksanaan RKAP, mengikuti perkembangan perusahaan, serta meneliti dan menelaah laporan tahunan, juga memastikan perusahaan menjalankan sistem manajemen sesuai peraturan, juga membuat laporan tentang pengawasan.

4. Direktur Utama.

Pimpinan tertinggi dalam suatu perusahaan yang ditunjuk dan dipilih sesuai dengan anggaran dasar atau ketentuan yang berlaku. Secara umum tugasnya mengelola serta mengevaluasi strategi bisnis dan kinerja karyawan serta bisnis yang berjalan, menentukan dan memilih *staff-staff* ahli dibawahnya, menyetujui anggaran belanja perusahaan, mengirim laporan secara rutin kepada pemegang saham, menerapkan visi misi perusahaan.

Wewenangnya yakni mewakili perusahaan dalam hal kerjasama dengan lembaga lain, mewakili jika perusahaan terdapat kepentingan dengan perkara hukum, pengadilan, serta mengelola perusahaan juga menjalankankepengurusan dan kebijakan sesuai dengan aturan perseroan. Tanggung jawab yang diemban bertanggung jawab penuh atas kerugian perusahaan yang disebabkan keteledoran dan jika tidak sesuai peraturan yang telah ditetapkan.

5. Penelitian dan Pengembangan

Divisi yang secara independen bertanggung jawab kepada direktur utama yang bertugas mengembangkan dan menyempurnakan produk secara inovatif, kreatif, dan seefisien mungkin yang berkaitan dengan peningkatan kualitas produk dan mampu bersaing dengan kompetitor. Memiliki wewenang yang bertanggung jawab sepenuhnya terhadap kualitas produk yang dihasilkan juga termasuk dengan teknologi yang digunakan dalam hal produksi. Tanggung jawab langsung kepada direktur utama dengan seluruh hasil penelitian dan pengembangan, serta melaporkan setiap anggaran yang digunakan untuk penelitian dan pengembangan.

6. Direktur Produksi dan Teknik

Direktur yang bertanggung jawab kepada direktur utama dengan tugas dan tanggung jawab terhadap alur proses produksi, perencanaan bahan baku sampai dengan menjadi produk mengontrol seluruh kegiatan produksi. Juga bertanggung jawab terhadap target produksi yang dicapai setiap hari, bulan,

dan tahun yang telah ditetapkan oleh manajemen. Memiliki kewajiban melaporkan setiap target dan kendala dalam kegiatan produksi.

7. Direktur Administrasi & Keuangan

Bertanggung jawab terhadap kegiatan di luar produksi, namun mengatur manajemen perusahaan seperti administrasi, strategi pemasaran, keuangan, hubungan masyarakat, serta Tenaga Kerja. Melaporkan kepada direktur utama jika terdapat kendala atau perkembangan terkait hal-hal yang menjaditanggung jawabnya.

8. *Department Quality Control*

Bagian yang bertanggung jawab terhadap manajemen produksi yang memiliki peran dan aturan hukum tertentu dalam mengontrol proses pengemasan produk agar dapat dipasarkan dengan menjamin mutu kualitas dan kuantitas produk perusahaan. Divisi dalam departemen QC yakni divisi jaminan mutu yang bertanggung jawab melakukan uji terhadap mutu produk, serta pengawasan bahan baku sesuai standar, serta melaporkannya dan mengendalikan kualitas bahan selama proses berlangsung dengan mengatur komponen bahan baku agar sesuai standar.

9. Departemen Produksi

Departemen yang bertanggung jawab terhadap rencana proses produksi yang direncanakan dan kebutuhan bahan baku agar dapat memenuhi target produksi yang ditetapkan oleh manajemen per hari, bulan maupun tahunan. Terdapat dua divisi yakni divisi produksi yang memiliki wewenang mengatur kegiatan pekerja shift agar dapat mencapai target serta mengendalikan kondisi operasinya, serta divisi gudang mengatur ketersediaan bahan baku produksi agar pasokan sesuai dengan rencana

juga mengatur distribusi bahan baku storage ke dalam aliran proses.

10. Departemen Teknik

Memiliki tanggung jawab terkait kelancaran alat-alat produksi selama berlangsung kegiatan termasuk melakukan pemeliharaan terhadap alat dan instrumentasinya. Jika terdapat keluhan pada alat penunjang maka akan mengatasi secepatnya terkait kendala operasional di lapangan. Terdapat dua divisi yakni divisi utilitas dan divisi bengkel dan perawatan. Divisi utilitas

yang bertanggung jawab dan memiliki kewajiban terkait kelancaran alat-alat utilitas serta melaporkan secara kontinu kondisinya. Divisi bengkel dan perawatan memperbaiki alat dan instrumentasi jika terjadi kerusakan, dan akan melaporkan progres perawatan dan perbaikan pada setiap alat secara kontinu.

11. Departemen Pemasaran

Bertanggung jawab terhadap pemasaran, melakukan riset pemasaran, melakukan analisis distribusi penjualan produk dan promosi ke berbagai penjuru daerah. Departemen pemasaran terdapat divisi penjualan dan pembelian yang bertanggung jawab mengatur pembelian bahan baku, serta alat-alat kegiatan produksi dan bertanggung jawab melakukan survey kepada kebutuhan pemasok.

12. Departemen Keuangan dan Akuntansi

Bertanggung jawab mengatur secara keuangan neraca perusahaan dengan sebijaksana mungkin melakukan pengeluaran dan melaporkan setiap pemasukan yang diterima perusahaan. Juga bertanggung jawab membayar segala keperluan perusahaan seperti gaji karyawan dan *staff* juga membayarkan jaminan sosial, termasuk jika ada yang di PHK oleh perusahaan, terhadap dua divisi yakni divisi administrasi dan divisi akuntansi. Divisi administrasi bertanggung jawab surat menyurat, kehadiran pekerja, pendataan sampai dengan distribusi penggajian pekerja dan divisi akuntansi mempunyai tugas dan wewenang yakni melaporkan setiap neraca keuangan yang keluar maupun masuk serta melakukan pembayaran kepada pekerja.

13. Departemen Umum

Departemen yang mengelola serta merencanakan hal-hal yang umum bersifat administrasi, keamanan, lingkungan, serta hubungan dengan *stakeholder*, pemerintah maupun perusahaan lain. Terdapat empat divisi seperti divisi humas dan personalia, divisi keamanan dan keselamatan, divisi kebersihan dan logistik serta divisi transportasi. Divisi humas dan personalia bertugas menjalin hubungan kemasyarakatan kepada instansi pemerintah terkait maupun pekerja ataupun masyarakat lingkungan sekitar agar perusahaan berjalan dengan baik dan melakukan seleksi terhadap kandidat *staff* dan pekerja sesuai keahlian dan kemampuan. Divisi keamanan dan keselamatan bertugas menjaga keamanan lingkungan, mengontrol kendaraan yang keluar-masuk, serta ketertiban para pekerja maupun tamu yang datang di area lokasi pabrik. Divisi kebersihan dan logistik bertanggung jawab maintenance terhadap fasilitas gedung serta seluruh area terkait kebersihan dan kenyamanannya dan juga menentukan sistem logistik suatu perusahaan, mendistribusikan dan menyimpan stok bahan dari maupun ke gudang. Divisi transportasi yang mengatur kendaraan mulai dari penjemputan pekerja, bahan baku, serta distribusi transportasi produk-produk yang dihasilkan divisi.

14. Departemen Sumber Daya Manusia

Melakukan tanggung jawab dengan merencanakan, mengelola, dan mengatur SDM yang bekerja dan yang akan dipekerjakan, juga mengatur jenjang karir pekerjanya dari level non staff sampai dengan staff, serta mengevaluasi prestasi masing-masing pekerja. Departemen sumber daya manusia terdapat divisi kesehatan yang mengelola poliklinik serta kesehatan dan masalah yang berhubungan dengan kesehatan pekerja seperti pengobatannya.

5. Jaminan Sosial

Dalam hal kesejahteraan sosial Indonesia sesungguhnya sudah disampaikan UUD 1945 dimana setiap orang berhak atas jaminan sosial. Oleh sebab itu, sesuai dengan peraturan pemerintah jaminan sosial yang merupakan bentuk perlindungan sosial yang memiliki tujuan untuk jaminan kebutuhan dasar hidup yang layak dapat terpenuhi.

Perusahaan dalam hal ini harus memenuhi jaminan sosial seperti :

- i. Tunjangan, merupakan jaminan yang sifatnya di luar gaji pokok sesuai dengan level jabatan dan lembur yang diberikan kepada non *staff* yang diluar dari jam kerja.
- ii. Fasilitas, merupakan jaminan berupa seragam kerja, perlengkapan K3, rumah, atau kendaraan dinas untuk level *staff* atau non *staff*, atau pembantu rumah tangga.
- iii. Pengobatan, merupakan jaminan berupa poliklinik yang terdapat dokter ataubidan dengan obat-obatan yang lengkap untuk pekerja dan keluarga pekerja, kemudian jaminan BPJS ketenagakerjaan, BPJS kesehatan, atau klaim *reimburshment* bagi karyawn non *staff* maupun *staff* termasuk jika terdapat kecelakaan kerja.
- iv. Insentive atau bonus, merupakan jaminan yang merangsang pekerja untuk memperbaiki prestasi kerjanya, hal ini didasarkan pada evaluasi nilai masing- masing pekerja baik *staff* maupun non *staff*. Namun tunjangan ini tidak bersifat wajib karena bergantung pada kondisi keuangan perusahaan.
- v. Cuti, karyawan dalam UU ketenagakerjaan memiliki cuti sesuai yang ditetapkan oleh perusahaan masing-masing. Normalnya cuti tahunan 1 tahun12 hari bertambah.

seiring lama masa kerja, cuti melahirkan 3 bulan untuk pekerja wanita, cuti haid untuk tenaga kerja wanita, cuti yang menjalankan ibadah seperti haji atau umroh, dan cuti atau istirahat jika pekerja sedang kondisi sakit sesuai dengan anjuran dokter lama harinya

6. Jadwal serta Jam Kerja

Pabrik akan bekerja selama 330 hari kedepan dengan 1 hari 24 jam kerja, dimana di bawah ini akan diatur jadwal serta jam kerja untuk pekerja yang *shift* maupun non shift.

Pekerja non shift, bekerja selama 6 hari dalam seminggu (total jam kerja 40 jam/minggu) sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pekerja non shift merupakan pekerja yang tidak secara langsung melakukan proses produksi misalnya seperti direktur utama, direktur, kepala departemen, kepala divisi, staff dan karyawan administrasi, dan divisi di bawah departemen terkait yang terkait non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Aturan jam kerja sebagai berikut :

Hari	Pukul	Istirahat
Senin sd Kamis	08.00 – 16.00 WIB	12.00- 13.00 WIB
Jumát	08.00 – 16.00 WIB	11.00- 13.00 WIB
Sabtu	08.00 – 12.00 WIB	Tidak ada istirahat

Pekerja shift, pekerja yang memiliki tanggung jawab terkait operasional pabrik, melakukan pekerjaan shift yang terbagi menjadi 3 shift. Pekerja tersebut antara lain seperti kepala operator, karyawan-karyawan operator pabrik, supir yang mengangkut produk, penjaga gudang serta keamanan seperti satpam dan keselamatan kerja. Aturan jam kerja pegawai shift sebagai berikut :

Hari	Pukul	Keterangan shift
Senin sd Minggu	07.00 – 15.00 WIB	Shift 1
	15.00 – 23.00 WIB	Shift 2
	23.00 – 07.00 WIB	Shift 3

Jadwal kerja dibagi ke dalam 4 minggu setiap 4 kelompok, setiap kelompok mendapatkan libur 1 kali dari 3 kali shift. Berikut tabel jadwal kerja pekerja.

Tabel 10.1. Jadwal kerja pekerja shift pabrik.

Kelompok	Shift Minggu ke-				
	Ke-1	Ke-2	Ke-3	Ke-4	Ke-4
1	Pagi	Siang	Malam	Libur	Libur
2	Siang	Malam	Libur	Pagi	Pagi
3	Malam	Libur	Pagi	Siang	Siang
4	Libur	Pagi	Siang	Malam	Malam

Sebagai salah satu bukti kehadiran masing-masing karyawan staff maupun non staff maka pekerja diwajibkan untuk melakukan finger print sesuai dengan jam kerja yang ditentukan. Bagi karyawan dengan level staff yang dinas atau melakukan pekerjaan diluar dari kantor maka menunjukkan surat perjalanan dinas yang disetujui atasan langsung dan tidak langsung, sedangkan bagi karyawan yang berhalangan hadir karena cuti atau sakit maka harus mendapatkan rujukan dari dokter kecuali jika mengambil cuti wajib tahunan.

7. Klasifikasi Penggolongan Karyawan

Klasifikasi penggolongan karyawan staff maupun non staff berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi pada pabrik Metil Salisilat.

Tabel 10.2 klasifikasi penggolongan karyawan staff dan non staff.

Jabatan	Kriteria Pendidikan
Dewan Komisaris	minimal S3 atau S2 Sarjana Teknik Kimia
Direktur Utama	minimal S3 atau S2 Sarjana Teknik Kimia
Sekretaris Direktur Utama	Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
A. Manajer Teknik dan Produksi	minimal S3 atau S2 Sarjana Teknik Kimia
Sekretaris Manajer Teknik dan Produksi	Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
1. Kepala Bagian Pengolahan dan Produksi	minimal Sarjana Teknik Kimia
a. Kepala Seksi Proses	minimal Sarjana Teknik Kimia
▪ Supervisor	minimal Sarjana Teknik Kimia
▪ Foreman	minimal Sarjana Teknik Kimia
▪ Operator Kontrol	minimal Diploma/SMK/SMA
▪ Operator Lapangan	minimal Diploma/SMK/SMA
b. Kepala Seksi Utilitas	minimal Sarjana Teknik Kimia
▪ Supervisor	minimal Sarjana Teknik Kimia
▪ Foreman	minimal Sarjana Teknik Kimia
▪ Operator Kontrol	minimal Diploma/SMK/SMA
▪ Operator Lapangan	minimal Diploma/SMK/SMA
2. Kepala Bagian Pengolahan dan Pemeliharaan	minimal Sarjana Teknik Mesin
a. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Perbengkelan	minimal Sarjana Teknik Mesin
▪ <i>Staff</i>	minimal Sarjana Teknik Mesin
▪ Pekerja Bengkel	minimal Diploma/SMK/SMA
b. Kepala Seksi Instrumen	minimal Sarjana Teknik Mesin
▪ <i>Staff</i>	minimal Sarjana Teknik Mesin
▪ Operator	minimal Diploma/SMK/SMA
3. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	minimal Sarjana Kimia (MIPA)
a. Kepala Seksi Perencanaan	minimal Sarjana Kimia (MIPA)

▪ <i>Staff</i>	minimal Sarjana Kimia (MIPA)
b. Kepala Riset dan Pengembangan	minimal Sarjana Kimia (MIPA)
▪ <i>Staff</i>	minimal Sarjana Kimia (MIPA)
c. Kepala Seksi Laboratorium	minimal Sarjana Kimia (MIPA)
▪ <i>Staff</i>	minimal Sarjana Kimia (MIPA)
▪ Analisis	minimal Sarjana Kimia (MIPA)
B. Manajer Pemasaran dan Keuangan	minimal S3 atau S2 Manajemen
Sekretaris Manajer Pemasaran dan Keuangan	minimal Sarjana Ekonomi
1. Kepala Bagian Keuangan	minimal Sarjana Ekonomi
a. Kepala Seksi Administrasi	Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
▪ <i>Staff</i>	Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
b. Kepala Seksi Keuangan	minimal Sarjana Ekonomi
▪ <i>Staff</i>	minimal Sarjana Ekonomi
2. Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran	minimal Sarjana Ekonomi
a. Kepala Seksi Pembelian	minimal Sarjana Ekonomi
▪ <i>Staff</i>	minimal Sarjana Ekonomi
b. Kepala Seksi Penjualan dan Promosi	minimal Sarjana Ilmu Komunikasi
▪ <i>Staff</i>	minimal Sarjana Ilmu Komunikasi
c. Kepala Seksi Pergudangan	minimal Sarjana Teknik Industri
▪ Pekerja Gudang	minimal Diploma/SMK/SMA
C. Manajer Umum dan Kepegawaian	minimal S3 atau S2 Teknik Industri
Sekretaris Manajer Umum dan Kepegawaian	minimal Sarjana Teknik Industri
1. Kepala Bagian Personalia	minimal Sarjana Psikologi
a. Kepala Seksi Humas	minimal Sarjana Psikologi
▪ <i>Staff</i>	minimal Sarjana Psikologi
b. Kepala Seksi Kepegawaian	minimal Sarjana Hukum
▪ <i>Staff</i>	minimal Sarjana Hukum
c. Kepala Seksi Diklat	minimal Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)

▪ <i>Staff</i>	minimal Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
2. Kepala Bagian Pelayanan Umum	spesialisasi gelar dokter
a. Kepala Seksi Kesehatan	spesialisasi gelar dokter
▪ Dokter	spesialisasi gelar dokter
▪ Perawat	minimal D3 Kesehatan
▪ <i>Staff</i>	minimal D3 Kesehatan
b. Kepala Seksi Administrasi Umum	minimal Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
▪ <i>Staff</i>	minimal Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
c. Kepala Seksi Transportasi	minimal Diploma/SMK/SMA
▪ Pengemudi	minimal Diploma/SMK/SMA
d. Kepala Seksi Keamanan & Keselamatan Kerja	minimal Sarjana Teknik Kimia
▪ Pemadam Kebakaran	minimal Diploma/SMK/SMA
▪ Security	minimal Diploma/SMK/SMA
▪ HSE	minimal Sarjana Teknik Kimia

8. Perincian jumlah tenaga kerja

Hitungan jumlah tenaga operasional dilakukan berdasarkan pembagian proses yang dikerjakan. Dimana dapat disampaikan sebagai berikut:

Kapasitas produksi :

$$\frac{50.000 \text{ ton/tahun}}{330 \text{ hari/tahun}} = 151 \text{ ton/hari}$$

Berdasarkan *Vilbrant, fig. 6.35, hal. 235*, sehingga didapatkan :

$$M = 15,2 (P)^{0,25}$$

$$M = 15,2 \times (151)^{0,25}$$

$$M = 53,2$$

maka $M = 53,2 \approx 53$ (orang jam/hari. tahapan proses)

Pekerja *shift* bekerja selama 8 jam per hari sesuai dengan jadwal *shift* yang ditentukan, maka:

Karyawan proses :

$$M = \frac{53 \text{ man.hours/processing}}{8 \text{ hours/shift}} \times 8 \text{ processing step} = 53 \text{ man / shift}$$

Memiliki 4 kelompok shift, maka karyawan proses yang bekerja per hari ialah :Karyawan proses = 53 (orang /shift) × 4 shift/hari = 212 orang/hari. Jadi jumlah karyawan total yang diperlukan pada pabrik tersebut sejumlah 212 orang. Perincian kebutuhan tenaga kerja sebagai berikut :

Tabel 10.3 Klasifikasi Tingkat Pendidikan Pekerja.

Jabatan	Tingkat Pendidikan			
	SMA/SMK	Diploma	S1	S2 atau S3
Dewan Komisaris				6
Direktur Utama				1
Sekretaris Direktur Utama				1
A. Manajer Teknik dan Produksi				1
Sekretaris Manajer Teknik dan Produksi			1	
1. Kepala Bagian Pengolahan dan Produksi			1	
a. Kepala Seksi Proses			1	
☐ Supervisor			4	
☐ Foreman			16	
☐ Operator Kontrol	12	24		
☐ Operator Lapangan	20	24		
b. Kepala Seksi Utilitas			1	
☐ Supervisor			4	
☐ Foreman			16	
☐ Operator Kontrol	8	16		
☐ Operator Lapangan	20	24		
2. Kepala Bagian Pengolahan dan Pemeliharaan			1	
a. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Perbengkelan			1	
☐ Staff			4	
☐ Pekerja Bengkel	4	4		
b. Kepala Seksi Instrumen			1	
☐ Staff			4	
☐ Operator	4	4		

3. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan			1	
a. Kepala Seksi Perencanaan			1	
☐ Staff			4	
b. Kepala Riset dan Pengembangan			1	
☐ Staff			4	
c. Kepala Seksi Laboratorium			1	
☐ Staff			2	
☐ Analis			4	
B. Manajer Pemasaran dan Keuangan			1	
Sekretaris Manajer Pemasaran dan Keuangan			1	
1. Kepala Bagian Keuangan			1	
a. Kepala Seksi Administrasi			1	
☐ Staff			4	
b. Kepala Seksi Keuangan			1	
☐ Staff			4	
2. Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran			1	
a. Kepala Seksi Pembelian			1	
☐ Staff			4	
b. Kepala Seksi Penjualan dan Promosi			1	
☐ Staff			4	
c. Kepala Seksi Pergudangan			1	
☐ Pekerja Gudang			6	
C. Manajer Umum dan Kepegawaian			1	
Sekretaris Manajer Umum dan Kepegawaian			1	
1. Kepala Bagian Personalia			1	
a. Kepala Seksi Humas			1	
☐ Staff			4	
b. Kepala Seksi Kepegawaian			1	
☐ Staff			4	
c. Kepala Seksi Diklat			1	
☐ Staff			4	
2. Kepala Bagian Pelayanan Umum			1	
a. Kepala Seksi Kesehatan			1	
☐ Dokter			2	
☐ Perawat			4	
☐ Staff			6	
b. Kepala Seksi Administrasi Umum			1	
☐ Staff			4	

c. Kepala Seksi Transportasi		1		
☐ Pengemudi	4	4		
d. Kepala Seksi Keamanan & Keselamatan Kerja			1	
☐ Pemadam Kebakaran	5	5		
☐ Security	5	5		
☐ HSE			10	
Jumlah	82	111	152	9
Total Karyawan	354			

Keterangan : jumlah tenaga yang diisikan masing-masing termasuk menggolongkan tingkat pendidikan masing-masing jabatan.

9. Status Karyawan dan Sistem Penggajian

Status karyawan dan sistem gaji pada perusahaan ini terdiri dari beberapa kriteria yang mana digolongkan pada tingkat pendidikan, pengalaman kerja, tanggung jawab, keahlian, dan loyalitas lama bekerja selama di perusahaan. Berdasarkan kriteria di atas, pekerja menerima gaji sesuai dengan status dan jabatannya, yang dibagi ke dalam beberapa golongan yaitu :

- i. Karyawan regular, merupakan pekerja yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan latar pendidikan, tanggung jawab, keahlian dan masa kerja.
- ii. Karyawan borongan, pekerja yang direkrut sesuai dengan kebutuhan, misalnya bongkar muat barang, packing dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan.
- iii. Karyawan harian, pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik disesuaikan dengan perjanjian sebelumnya yang mana didasarkan atas pengajuan dari kepala yang membawahnya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap minggu.

Oleh sebab itu atas dasar penggolongan karyawan tersebut maka pabrik melakukan penggolongan jenis upah dimana terbagi menjadi :

1. Upah bulanan, diberikan ke pekerja tetap yang besaran gaji berbeda-beda untuk setiap karyawan dan diberikan pada setiap akhir bulan.
2. Upah mingguan, diberikan kepada karyawan harian tetap yang besarnya berbeda-beda dan diberikan setiap akhir pekan.
3. Upah borongan, diberikan kepada karyawan harian lepas yang besarnya

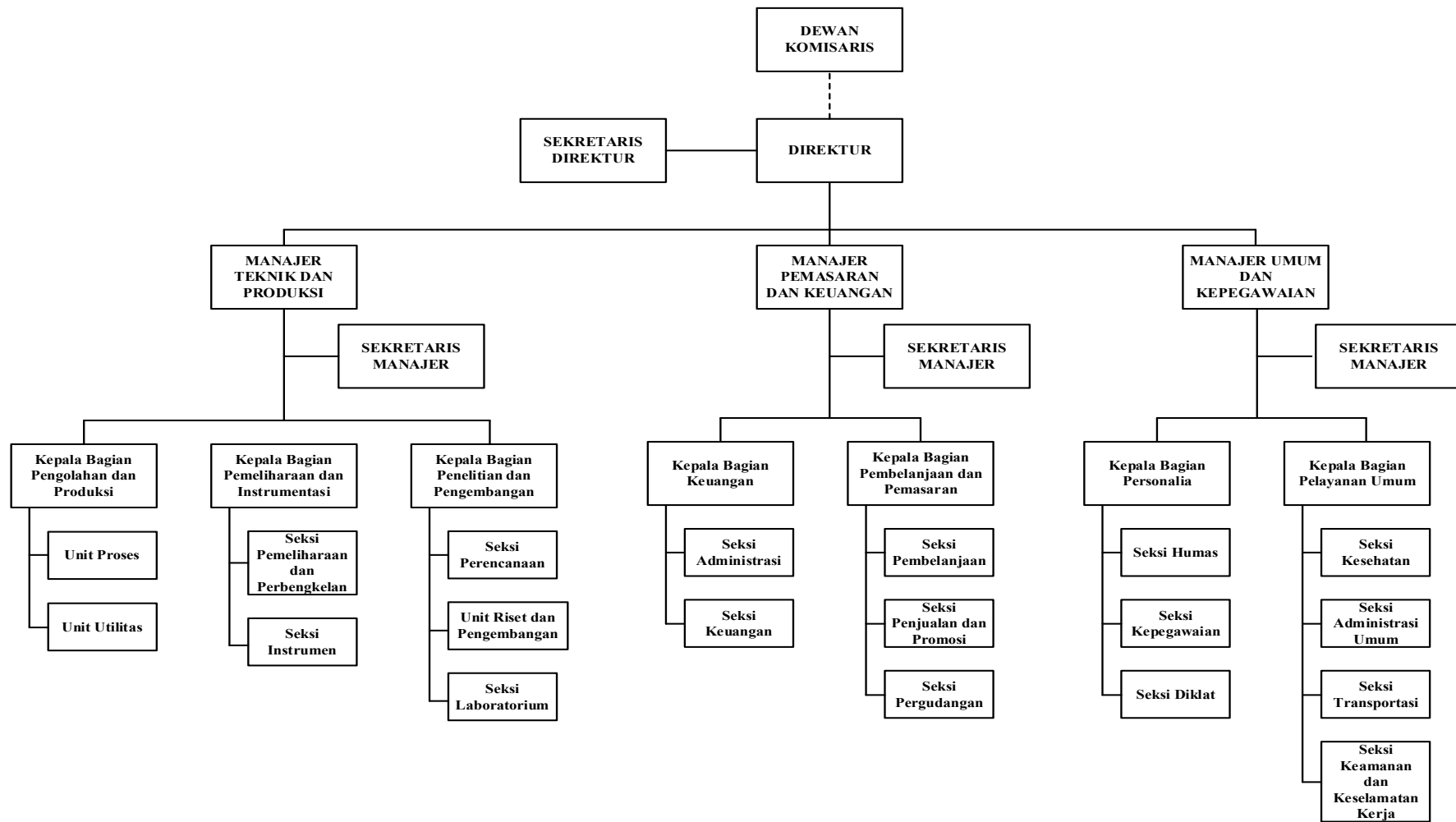
tidak tetap, tergantung pada macam pekerjaan yang dilakukan, upah diberikan setelah pekerjaan dikatakan selesai.

Tabel 10.4 Daftar Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah (Orang)	Gaji per Bulan (Rp)	Gaji Total (Rp)
Dewan Komisaris	6	40.000.000	240.000.000
Direktur Utama	1	30.000.000	30.000.000
Sekretaris Direktur Utama	1	15.000.000	15.000.000
A. Manajer Teknik dan Produksi	1	20.000.000	20.000.000
Sekretaris Manajer Teknik dan Produksi	1	15.000.000	15.000.000
1. Kepala Bagian Pengolahan dan Produksi	1	18.000.000	18.000.000
a. Kepala Seksi Proses	1	15.000.000	15.000.000
Supervisor	4	13.000.000	52.000.000
Foreman	16	11.000.000	176.000.000
Operator Kontrol	36	8.000.000	288.000.000
Operator Lapangan	44	8.000.000	352.000.000
b. Kepala Seksi Utilitas	1	15.000.000	15.000.000
Supervisor	4	13.000.000	52.000.000
Foreman	16	11.000.000	176.000.000
Operator Kontrol	24	8.000.000	192.000.000
Operator Lapangan	44	8.000.000	352.000.000
2. Kepala Bagian Pengolahan dan Pemeliharaan	1	15.000.000	15.000.000
a. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Perbengkelan	1	13.000.000	13.000.000
Staff	4	8.000.000	32.000.000
Pekerja Bengkel	8	6.000.000	48.000.000
b. Kepala Seksi Instrumen	1	13.000.000	13.000.000
Staff	4	8.000.000	32.000.000
Operator	8	6.000.000	48.000.000
3. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	1	15.000.000	15.000.000
a. Kepala Seksi Perencanaan	1	13.000.000	13.000.000
Staff	4	8.000.000	32.000.000
b. Kepala Riset dan Pengembangan	1	13.000.000	13.000.000
Staff	4	8.000.000	32.000.000
c. Kepala Seksi Laboratorium	1	13.000.000	13.000.000
Staff	2	8.000.000	16.000.000

Analisis	4	6.000.000	24.000.000
B. Manajer Pemasaran dan Keuangan	1	20.000.000	20.000.000
Sekretaris Manajer Pemasaran dan Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
1. Kepala Bagian Keuangan	1	15.000.000	15.000.000
a. Kepala Seksi Administrasi	1	13.000.000	13.000.000
Staff	4	8.000.000	32.000.000
b. Kepala Seksi Keuangan	1	13.000.000	13.000.000
Staff	4	8.000.000	32.000.000
2. Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran	1	15.000.000	15.000.000
a. Kepala Seksi Pembelian	1	13.000.000	13.000.000
Staff	4	8.000.000	32.000.000
b. Kepala Seksi Penjualan dan Promosi	1	13.000.000	13.000.000
Staff	4	8.000.000	32.000.000
c. Kepala Seksi Pergudangan	1	13.000.000	13.000.000
Pekerja Gudang	6	6.000.000	36.000.000
C. Manajer Umum dan Kepegawaian	1	20.000.000	20.000.000
Sekretaris Manajer Umum dan Kepegawaian	1	15.000.000	15.000.000
1. Kepala Bagian Personalia	1	15.000.000	15.000.000
a. Kepala Seksi Humas	1	12.000.000	12.000.000
Staff	4	8.000.000	32.000.000
b. Kepala Seksi Kepegawaian	1	12.000.000	12.000.000
Staff	4	8.000.000	32.000.000
c. Kepala Seksi Diklat	1	12.000.000	12.000.000
Staff	4	8.000.000	32.000.000
2. Kepala Bagian Pelayanan Umum	1	15.000.000	15.000.000
a. Kepala Seksi Kesehatan	1	14.000.000	14.000.000
Dokter	2	12.000.000	24.000.000
Perawat	4	8.000.000	32.000.000
Staff	6	6.000.000	36.000.000
b. Kepala Seksi Administrasi Umum	1	12.000.000	12.000.000

Staff	4	8.000.000	32.000.000
c. Kepala Seksi Transportasi	1	10.000.000	10.000.000
Pengemudi	8	6.000.000	48.000.000
d. Kepala Seksi Keamanan & Keselamatan Kerja	1	10.000.000	10.000.000
Pemadam Kebakaran	10	6.000.000	60.000.000
Security	10	6.000.000	60.000.000
HSE	10	8.000.000	80.000.000
Jumlah Total			3.276.000.000



BAB XI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi ini bertujuan untuk mendapatkan gambaran umum dari segi ekonomi mengenai layak tidaknya Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil salisilat ini didirikan. Beberapa parameter evaluasi ekonomi yang digunakan sebagai pertimbangan kelayakan berdirinya perusahaan meliputi :

1. Laba dan Pajak Penghasilan
2. *Rate of Return* (ROR)
3. *Minimum Pay Out Periode* (POT)
4. *Break Even Point* (BEP)
5. *Shut Down Rate* (SDR)
6. *Internal Rate of Return* (IRR)

Untuk memperoleh nilai data dari parameter-parameter diatas diperlukan data pendukung administrasi perusahaan yaitu :

1. Penaksiran modal investasi total / *Total Capital Investment* (TCI), terdiri dari :
 - a. Modal Tetap (*Fixed Capital Investment*)
 - b. Modal Kerja (*Working Capital*)
2. Penentuan biaya produksi total/ *Total Production Cost* (TPC), terdiri dari :
 - a. Biaya Operasi (*Total Manufacturing Cost*)
 - b. Belanja Umum (*General Expenses*)
3. Penaksiran harga alat dan cash flow

1. Data Variabel Analisa Ekonomi

A. Penaksiran Modal Investasi Total/ *Total Capital Investment* (TCI)

Modal atau *capital investment* adalah sejumlah uang yang dikeluarkan untuk mendirikan dan mengoperasikan pabrik sehingga menghasilkan produk dari suatu bahan baku. Ada 2 macam *capital investment* yaitu :

1. Modal Tetap/ *Fixed Capital Investment* (FCI) yaitu uang yang dikeluarkan untuk mendirikan pabrik yang terdiri dari *manufacturing* dan *non manufacturing*. Modal tetap yang dimaksud untuk pembelian peralatan sampai peralatan tersebut siap beroperasi, termasuk biaya instalasi, pengangkutan alat sampai ke *plant-site*, asuransi, pembelian tanah, pendirian bangunan dan lain sebagainya. Dengan demikian untuk mengetahui jumlah modal tetap terlebih dahulu harus dicari

harga alat yang berkaitan dengan indeks harga. Untuk menaksir indeks harga pada tahun yang akan datang merupakan fungsi linier tahun dan indeks harga pada tahun tertentu dengan persamaan :

$$y = m . x + c$$

Dimana :

y = Tahun

m = Gradient

x = Indeks harga

c = Konstanta

Karna harga setiap tahun mengalami perubahan sesuai dengan perekonomian yang ada maka untuk penaksiran harga alat untuk tahun berikutnya atau pada tahun tertentu dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$C_x = C_k \frac{I_x}{I_k}$$

Dimana :

C_x = Taksiran harga alat yang akan dicari pada tahun tertentu

C_k = Harga taksiran alat pada tahun diketahui

I_x = Indeks harga pada tahun tertentu

I_k = Indeks hargatahun diketahui

Bisa juga kapasitas alat yang akan ditaksir berbeda kapasitasnya dengan kapasitas alat yang diketahui harganya. Untuk penaksiran harga alat yang sama dengan kapasitas berbeda, dapat menggunakan persamaan berikut :

$$V_A = V_B \times \left(\frac{C_A}{C_B} \right)^n$$

Dimana :

V_A = Harga alat dengan kapasitas A

V_B = Harga alat dengan kapaitas B

C_A = Kapasitas alat A

C_B = Kapasitas alat B

n = Koefisien ratio

Harga peralatan yang didapatkan dalam perhitungan pada appendix E adalah US\$ 5.120.772,6853

Penaksiran *Fixed Capital Investment* (FCI) terbagi menjadi 2 yaitu :

- a. *Direct Cost* adalah modal yang dikeluarkan untuk pembelian atau pengadaan peralatan proses produksi, antara lain :
 - Pengadaan Alat
 - Pemasangan Alat
 - Instrumentasi dan control terpasang
 - Perpipaan
 - Pelistrikan
 - Pengerjaan Bangunan pabrik termasuk *service*
 - *Yard Improvement*
 - *Service facilities*
 - Tanah
- b. *Indirect Cost* adalah modal yang dikeluarkan untuk kontruksi pabrik, overhead kontruksi dan bagian-bagian pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan pengadaan peralatan proses produksi, antara lain :
 - *Engineering and Supervision*
 - *Contruction Ecpenses*
 - *Legal Expenses*
 - Ongkos Kontraktor
 - Biaya tidak terduga

2. Modal Kerja/ *Working Capital Investment* (WCI) adalah uang yang dikeluarkan untuk menjalankan kegiatan operasi pabrik agar menghasilkan suatu produk, dimana biaya yang dikeluarkan dipengaruhi besarnya kapasitas pabrik, biaya tersebut meliputi :

- Penyediaan bahan baku dalam waktu tertentu
- Pengemasan produk dlam waktu tertentu
- Biaya cash yang harus ada setiap bulanannya untuk membiayai pengeluaran rutin seperti gaji, pembelian bahan baku, dan lain-lain.
- Pajak yang harus dibayar
- Supervisi
- Utilitas dalam waktu tertentu.

Dimana : $TCI = FCI + WCI$

Dari appendix E, didapatkan perkiraan *Total capital investment* berdasarkan komponen biaya sebagai berikut :

Tabel 11.1 *Total Capital Investment (TCI)*

Jenis Biaya	Jumlah
<i>Direct Cost</i>	\$ 25.664.103,32
<i>Indirect Cost</i>	\$ 9.125.014,51
<i>Fixed Capital Investment (FCI)</i>	\$ 34.789.117,84
<i>Working Capital Investmen (WCI)</i>	\$ 6.139.256,09
<i>Total Capital Investmen (TCI)</i>	\$ 75.717.491,77

B. Penentuan Biaya Produksi/ *Total Production Cost (TPC)*

Untuk menentukan atau menghitung biaya produksi perlu diperhatikan faktor-faktor yang mempengaruhi suatu proses produksi. Secara umum biaya produksi dapat dibagi menjadi 2, yaitu :

1. *Manufacturing Cost* adalah biaya yang harus dikeluarkan untuk mengolah bahan baku menjadi bahan jadi, yang terdiri dari :

a. *Direct production cost*

Komponen biaya *Direct production cost* terdiri dari : *Raw Material, Utility, Operating Labor* dan *Operating Supervision*.

- Tenaga dan utilitas

Komponen biaya tenaga utilitas terdiri dari : *Steam*, Listrik, Bahan bakar, *Refrigeration*, Air dan Gas bertekanan.

- *Maintenance* dan *operating supplies*

Komponen biaya *Maintenance* dan *operating supplies* terdiri dari : Perbaikan pemeliharaan, Persediaan bahan, *Laboratories, Royalties* dan *Catalyst and Solvent*.

b. *Fixed charger*

Komponen biaya *fixed charger* terdiri dari : Depresiasi, pajak, asuransi dan sewa.

2. *General Expenses*

General Expenses adalah biaya yang harus dikeluarkan tidak berhubungan langsung dengan pengolahan bahan baku menjadi bahan jadi, yang terdiri dari : *Plant overhead cost*, Pengeluaran administrasi, *distribution*, adn *marketing service, research and development and financing*.

3. *Direct Production Cost*

Direct Production Cost adalah biaya produksi yang berhubungan langsung dengan pengolahan bahan baku menjadi bahan jadi, yang ditaksirkan jumlahnya berkisar 60% dari biaya produksi total.

4. *Total Production Cost*

Total Production Cost adalah jumlah biaya yang dikeluarkan pada *manufacturing cost* dan *general expenses*. Berdasarkan sifatnya *total production cost* terbagi menjadi 3 bagian yaitu

a. Pengeluaran Tetap (FC)

- Depresiasi
- Pajak Kekayaan
- Asuransi
- Sewa

b. Biaya Variable (VC)

- Bahan Baku
- Pengepakan
- Utilitas
- Pengapalan
- *Royalties*

c. Biaya Semi Variable (SVC)

- Buruh pabrik langsung
- *Plant overhead cost*
- Pengawas pabrik
- *General expenses*
- Laboratorium dan control
- Pemeliharaan dan perbaikan
- *Plant supplies*

5. *Gross Earning*

Gross Earning adalah total pendapatan dikurangi *Total Production Cost* sebelum pajak. Besar pajak biasanya 30–60% dari *Gross Earning*.

Dari appendix E, didapatkan perkiraan *Total Production Cost* berdasarkan komponen biaya sebagai berikut :

Tabel 11.2 Total Production Cost (TPC)

Jenis Biaya	Jumlah
<i>Direct Production Cost</i>	\$ 53.460.227,07
<i>Fixed Charger</i>	\$ 6.435.986,80
<i>Plant Overhaed Cost</i>	\$ 2.643.739,27
<i>General Expenses</i>	\$ 3.445.974,32
<i>Total Production Cosst (TPC)</i>	\$ 65.985.927,45

2. Evaluasi Ekonomi

A. Laba dan Pajak Penghasilan

Laba adalah suatu hasil yang didapatkan dari total penjualan dikurangi biaya produksi. Dalam perhitungan laba, ada 2 macam laba yaitu laba kotor dan laba bersih. Laba kotor merupakan laba sebelum dipotong pajak penghasilan sedangkan laba bersih merupakan laba setelah dipotong pajak penghasilan. Besaran pajak penghasilan sebesar 30%.

Hasil dari perhitungan laba kotor diperoleh \$14.014.072,38

Hasil dari perhitungan laba bersih diperoleh \$ 9.809.850,67

B. Rate of Return (ROR)

Rate of return adalah laju pengembalian modal yang dapat dihitung dari laba bersih per tahun dibagi modal.

$$ROR = \frac{\text{Laba bersih per tahun}}{\text{Modal}} \times 100\%$$

Tabel 11.3 Rate of Return untuk beberapa macam industri

Macam Industri	Minimum pengembalian sebelum pajak (%)	
	Pengembalian Lambat	Pengembalian Cepat
Industri Kimia	11	44
Minyak	16	39
Pulp dan Kertas	18	40
Pharmasi	24	56
Metal	8	24
Cat	21	44
Hasil Fermentasi	10	49

Hasil dari perhitungan ROR sebelum pajak diperoleh 40,28%

Hasil dari perhitungan ROR setelah pajak diperoleh 28,20%

C. *Minimum Pay Out Period (POT)*

Minimum Pay Out Period adalah waktu yang dibutuhkan untuk mengembalikan modal suatu pabrik yang dapat dihitung dari modal dibagi laba dan depresiasi.

$$POT = \frac{\text{Modal}}{\text{Laba per tahun} + \text{Depresiasi per tahun}}$$

Tabel 11.4 *Minimum Pay Out Period* untuk beberapa macam industri

Macam Industri	Minimum pengembalian sebelum pajak (tahun)	
	Pengembalian Lambat	Pengembalian Cepat
Industri Kimia	5	2
Minyak	4	2
Pulp dan Kertas	4	2
Pharmasi	3	2
Metal	6	3
Cat	3	2
Hasil Fermentasi	5	2

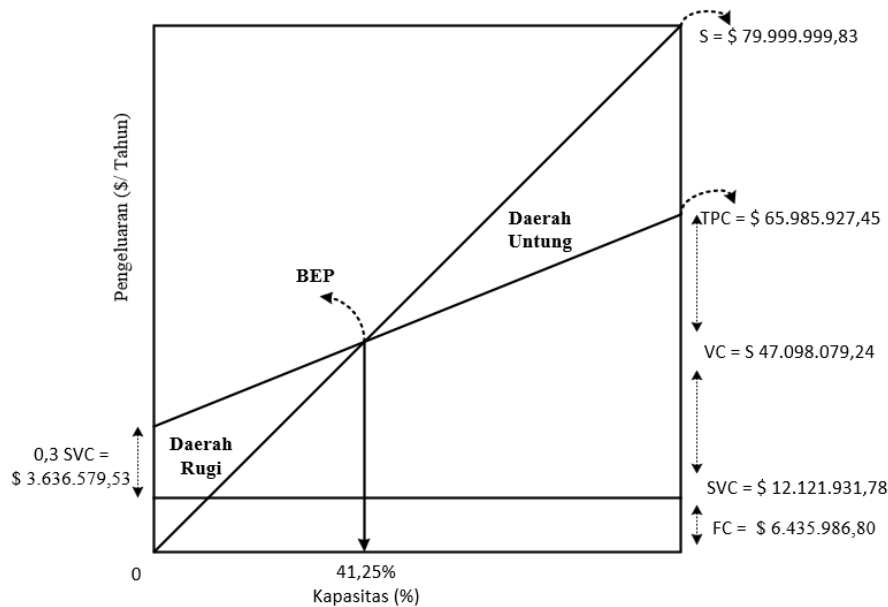
Hasil dari perhitungan POT sebelum pajak diperoleh 1,99 tahun

Hasil dari perhitungan POT setelah pajak diperoleh 2,62 tahun

D. *Break Even Point (BEP)*

Break even Point adalah kapasitas dimana pabrik tidak laba atau rugi, artinya total penjualan sama dengan total biaya produksi. Beberapa komponen yang merupakan komponen *total production cost* digunakan untuk mencari *break even point* yaitu *Fixed chargers* (FC), *Variable cost* (VC) dan *semi variable cost* (SVC).

$$BEP = \frac{(FC + 0,3 SVC)}{(S - 0,7 SVC - VC)} \times 100\%$$



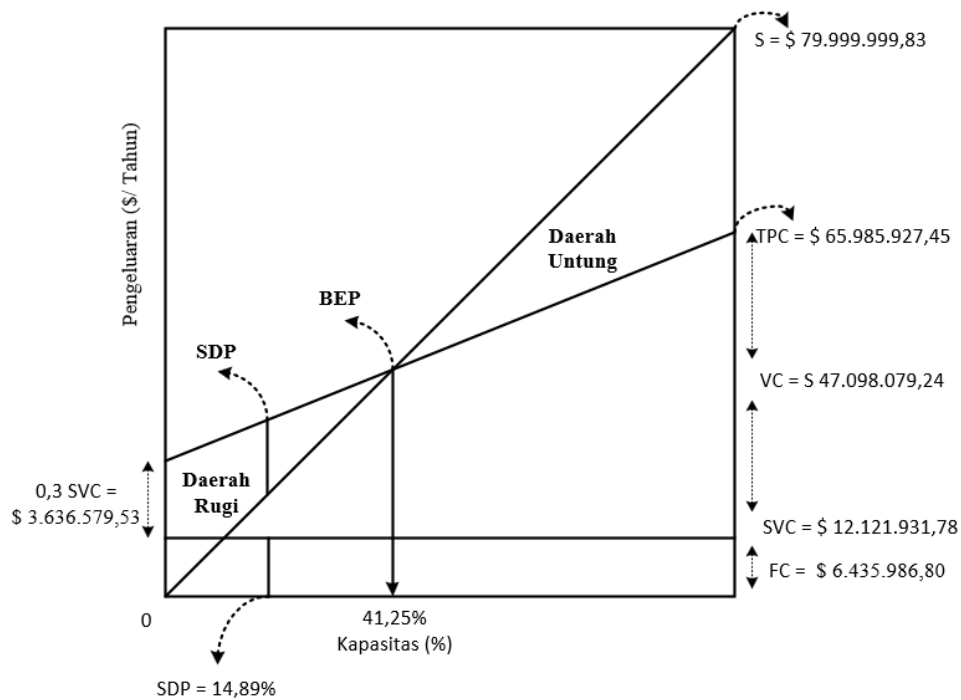
Gambar 11.1. Grafik Break Event Point (BEP)

Hasil dari perhitungan BEP diperoleh 41,25%, sehingga titik impas terjadi pada produksi 20.626,50 ton.

E. *Shut Down Rate Point (SDR)*

Terjadi apabila jumlah kerugian pada daerah rugi sama dengan pengeluaran tetap atau *fixed charger*. Pada keadaan ini sebenarnya pabrik tidak benar-benar rugi karena masih ada *fixed charger* yang diantaranya ada komponen depresiasi alat yang uangnya dikembalikan ke perusahaan,. Namun sebaiknya pabrik sudah tidak beroperasi. Berikut persamaan yang digunakan untuk menghitung SDR :

$$SDR = \frac{0,3 SVC}{(S - 0,7SVC - VC)} \times 100\%$$



Gambar 11.2. Grafik Shutdown Rate Point (SDP)

Hasil dari perhitungan SDP diperoleh 14,89% (Syarat < 15%)

F. *Internal Rate of Return (IRR)*

Pada prinsipnya sama dengan ROR, tetapi IRR lebih realistis karena memperhitungkan nilai cash flow tiap tahun, biasanya selama 10 tahun.

$$IRR = i_2 \frac{NPV1}{NPV1 - NPV2} \times (i_2 - i_1)$$

Hasil dari perhitungan IRR diperoleh 24,26% (Syarat : lebih dari suku bunga 11.30%) sehingga pabrik layak untuk didirikan.

<https://www.bankmandiri.co.id/suku-bunga-dasar-kredit>

3. Perhitungan Analisa Ekonomi

A. Biaya Pembelian Bahan Baku

- Metanol

Sumber	= PT Kaltim Methanol Industri (alibaba.com)
Harga (2023)	= US\$ 300/ton
Kebutuhan per tahun	= 87.830,3882 ton/tahun
Biaya per tahun (2023)	= US\$ 26.349.116,47
Rasio IH 2028/2023	= 1,0729

- | | |
|------------------------|--|
| Biaya per tahun (2028) | = US\$ 28.270.259,91 |
| • Asam Salisilat | |
| Sumber | = Haihang Industry Co., Ltd
(alibaba.com) |
| Harga (2023) | = US\$ 120/ton |
| Kebutuhan per tahun | = 47.543,8132 ton/tahun |
| Biaya per tahun (2023) | = US\$ 5.705.257,59 |
| Rasio IH 2028/2023 | = 1,0729 |
| Biaya per tahun (2028) | = US\$ 6.121.234,28 |
| • Katalis Asam Sulfat | |
| Sumber | = PT Petrokimia Gresik
(chemicalbook.com) |
| Harga (2023) | = US\$ 900/ton |
| Kebutuhan per tahun | = 10.829,9361 ton/tahun |
| Biaya per tahun (2023) | = US\$ 9.746.942,51 |
| Rasio IH 2028/2023 | = 1,0729 |
| Biaya per tahun (2028) | = US\$ 2.392.828,1832 |
| • Natrium Karbonat | |
| Sumber | = PT Petrokimia Gresik
(chemicalbook.com) |
| Harga (2023) | = US\$ 200/ton |
| Kebutuhan per tahun | = 10.399,3768 ton/tahun |
| Biaya per tahun (2023) | = US\$ 2.079.875,36 |
| Rasio IH 2028/2023 | = 1,0729 |
| Biaya per tahun (2028) | = US\$ 2.231.521,39 |

B. Perhitungan Biaya Bahan Bakar

Sumber	= PT Pertamina
Harga (2023)	= US\$ 13,7/mmBtu
Kebutuhan per tahun	= 11.538,1101 mmBtu/tahun
Biaya per tahun (2023)	= US\$ 151,9569
Rasio IH 2028/2023	= 1,0729
Biaya per tahun (2028)	= US\$ 163,0363

C. Perhitungan Biaya Kebutuhan Air

Sumber	= PT. Kaltim Daya Mandiri
Harga (2023)	= Rp. 17,95/m ³
Kebutuhan per tahun	= 6.391.891,2392 m ³ /tahun
Total biaya air	= Rp. 114.734.447,7440
	= US\$ 7.055,0588

D. Perhitungan Biaya Listrik

Sumber	= PT. PLN
Harga (2023)	= Rp. 996,74/kwh
Kebutuhan per tahun	= 167.117,7347 kwh/tahun
Total biaya listrik	= Rp. 166.572.930,8418
	= US\$ 10.242,62

E. Perhitungan Biaya Tanah

Harga tanah per m ²	= Rp 1.500.000,00	(olx.co.id)
Luas tanah	= 65.000 m ²	
Total biaya tanah	= Rp 97.500.000.000,00	
	= US\$ 5.995.306,9352	(Kurs 2028)

F. Perhitungan Biaya Bangunan

Biaya bangunan per m ²	= Rp 3.500.000,00	(rumah.com)
Luas bangunan	= 35.000 m ²	
Total biaya bangunan	= Rp 122.500.000.000,00	
	= US\$ 7.532.565,1237	(Kurs 2028)

G. Biaya Pembelian Alat

Total pembelian alat sebesar \$ 5.120.772,65

H. Biaya Gaji Karyawan

Total gaji karyawan perbulan sebesar \$ 3.225.475,13

I. Perhitungan *Total Capital Investment* (TCI)

1. *Direct Cost*

Equipment, Installation, dan investment	Persentase	Jumlah
Peralatan dan Biaya pengiriman		\$ 5.120.772,69
Instalasi	20%	\$ 1.024.154,54

Instrumentasi dan control	18%	\$ 921.739,08
Perpipaan terpasang	45%	\$ 2.304.347,71
Pelistriakan terpasang	14%	\$ 716.908,18
Bangunan		\$ 7.532.565,12
Service facilities	40%	\$ 2.048.309,07
Tanah		5.995.306,94
Total		25.664.103,32

2. *Indirect Cost*

Engineering and Supervision	10% x DC	\$ 2.566.410,33
Construction	12% x DC	\$ 3.079.692,40
Biaya tak terduga	10% x FCI	\$ 3.478.911,78
Total		\$ 9.125.014,51

3. *Fixed Capital Investment*

FCI	DC + IDC	\$ 34.789.117,84
-----	----------	------------------

4. *Working Capital Investment*

WCI	15% x TCI	\$ 6.139.256,09
-----	-----------	-----------------

5. Total Capital Investment (TCI)

TCI	FCI + WCI	\$ 40.928.373,93
-----	-----------	------------------

6. Modal Perusahaan

Modal sendiri	60% x FCI	\$ 20.873.470,70
Modal Bank (Pinjaman)	40% x FCI	\$ 13.915.647,14

J. Total Production Cost (TPC)

1. *Manufacturing Cost (MC)*

Direct Production Cost (DPC)

Bahan Baku		\$ 47.080.618,52
Pegawai Pabrik (PP)		\$ 3.225.475,13

Biaya Pengawas/ Supervisi (S)	10% x PP	\$ 322.547,51
Maintenance & repair (MR)	5% x FCI	\$ 1.739.455,89
Operating supplies	15% x MR	\$ 260.918,38
Laboratory charge	15% x PP	\$ 483.821,27
Patent & Royalties	0,5% x TPC	\$ 330.297,78
Utilities		\$ 17.460,72
Total		\$ 53.460.595,21

Fixed Charge (FC)

Depresiasi alat	10% x FCI	\$ 3.478.911,78
Depresiasi bangunan	4% x FCI	\$ 1.392.564,71
Pajak Lokal	4% x FCI	\$ 1.392.564,71
Asuransi pabrik	0,5% x TPC	\$ 173.945,59
Biaya Sewa Tanah	-	-
Total		\$6.435.986,80

Plant Overhead (POC)

Plant Overhead Cost	50% x (PP+MR+S)	\$ 2.643.739,27
---------------------	-----------------	-----------------

Maka, *Total Manufacturing Cost (MC)*

<i>Total Manufacturing Cost (MC)</i>	DPC + FC + POC	\$62.539.953,14
--------------------------------------	----------------	-----------------

2. *General Expenses (GE)*

Administrasi	2% x (PP+MR+S)	\$ 105.749,57
Distribusi	3% x TPC	\$1.979.577,82
Research and Development	2% x TPC	\$1.319.718,55
Financing	0,1% x TCI	\$ 40.928,37
Total		\$3.445.974,32

Sehingga *Total Production Cost (TPC)*

Total TPC	MC + GE	\$65.985.927,45
-----------	---------	-----------------

▪ **Perhitungan Laba**

Total Penjualan/tahun (TP)	\$ 1,60 x 50.000.000	\$ 79.999.999,83
Total Biaya Produksi (TPC)		\$65.985.927,45
Laba Before Pajak (LBP)	TP - TPC	\$ 14.014.072,38
Pajak Pendapatan 30% (P)	30% x LBP	\$ 4.204.221,71
LabaAfter Pajak (LAP)	LBP - P	\$9.809.850,67

▪ **Perhitungan *Rate Of Return* (ROR)**

Rumus :

$$ROR = \frac{\text{Laba bersih per tahun}}{\text{Modal}} \times 100\%$$

$$ROR \text{ sebelum Pajak} = \frac{\$ 14.014.072,38}{\$ 34.789.117,84} \times 100\% = 40,28\%$$

$$ROR \text{ setelah Pajak} = \frac{\$ 9.809.850,67}{\$ 34.789.117,84} \times 100\% = 28,20\%$$

▪ **Perhitungan *Pay Out Time* (POT)**

Menghitung Depresiasi

$$\text{FCI} = \$ 34.789.117,8380$$

$$\text{Lama Pabrik Beroperasi} = 10 \text{ tahun}$$

$$\text{Depresiasi} = \$3.478.911,7838$$

$$\% \text{ Depresiasi} = \frac{\text{FCI}/\text{Modal}}{\text{Lama Pabrik Beroperasi}} \times 100\% = 10\%$$

Rumus :

$$POT = \frac{\text{Modal}}{\text{Laba per tahun} + \text{Depresiasi per tahun}}$$

$$POT \text{ sebelum Pajak} = \frac{\$ 34.789.117,84}{\$ 14.014.072,38 + 3.478.911,78} = 1,99 \text{ Tahun}$$

$$POT \text{ setelah Pajak} = \frac{\$ 34.789.117,84}{\$ 9.809.850,67 + \$ 3.478.911,78} = 2,62 \text{ Tahun}$$

▪ **Perhitungan BEP**

Fixed Charge (FC)	-	\$ 5.392.313,26
Semi Variable Cost (SVC)	Pegawai Pabrik (PP)	\$ 3.225.475,13
	Plant Overhead	\$ 2.643.739,27
	Pengawas/Supervise (S)	\$ 322.547,51
	General Expenses	\$3.445.974,32
	Laboratory Charge	\$ 483.821,27
	Maintenance & repair (MR)	\$ 1.739.455,89
	Operating Supplies	\$ 260.918,38
Total		\$12.121.931,78
Variable Cost (VC)	Bahan Baku	\$ 47.080.618,52
	Utility	\$ 17.460,72
Total		\$ 47.098.079,24
Sell (S)	-	\$ 79.999.999,83

Rumus :

$$BEP = \frac{(FC + 0,3 SVC)}{(S - 0,7SVC - VC)} \times 100\%$$

$$BEP = \frac{(\$ 5.392.313,26 + 0,3 \cdot \$12.121.931,78)}{(\$ 79.999.999,83 - 0,7 \cdot \$12.121.931,78 - \$ 47.098.079,24)} \times 100\%$$

$$= 41,25\%$$

▪ **Perhitungan Shut Down Rate (SDR)**

Rumus :

$$SDR = \frac{0,3 SVC}{(S - 0,7SVC - VC)} \times 100\%$$

$$SDR = \frac{0,3 \cdot \$12.121.931,78}{(\$ 79.999.999,83 - 0,7 \cdot \$12.121.931,78 - \$ 47.098.079,24)} \times 100\%$$

$$= 14,89\%$$

▪ Perhitungan IRR

Rumus :

$$IRR = i_2 \frac{NPV1}{NPV1 - NPV2} \times (i_2 - i_1)$$

1. Menghitung NPV

Bunga Bank = 11.30%

Faktor Diskon = 15%

Diasumsikan masa kontruksi 2 tahun, tahun ke -1 40% dan tahun ke-2 60%.

Rumus :

$$C_{A1} = 0,4 \times FCI \times (1 + i)^2$$

$$C_{A1} = 0,4 \times \$ 34.789.117,84 \times (1 + 12\%)^2 = \$ 17.455.787,77$$

$$C_{A2} = 0,4 \times FCI \times (1 + i)^1$$

$$C_{A2} = 0,4 \times \$ 34.789.117,84 \times (1 + 12\%)^1 = \$ 23.378.287,19$$

$$\begin{aligned} C_{A0} &= -C_{A1} - C_{A2} \\ &= -\$ 17.455.787,77 - \$ 23.378.287,19 \\ &= \$ 40.834.074,95 \end{aligned}$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak untuk tahun pertama

Sehingga Cash Flow pajak pada tahun pertama

$$\begin{aligned} C_A &= \text{Laba Bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\ &= \$ 9.809.850,67 + \$ 3.478.911,78 \\ &= \$ 13.288.762,45 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun pertama kapasitas 60% dari kapasitas sebenarnya

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100\% - kapasitas)}{(100 - 41,25\%)}$$

Dimana :

PBi = Keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = Keuntungan pada kapasitas 100%

$$\frac{PBi}{\$10.582.942,1739 P} = \frac{(100 - 36,85) - (100\% - 60\%)}{(100 - 36,85)}$$

$$PBi = \$ 3.340.552,32$$

Sehingga Cash Flow setelah pajak untuk tahun pertama

$$\begin{aligned}
 CA &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \$ 3.096.522,58 + \$ 3.478.911,78 \\
 &= \$ 6.575.434,36
 \end{aligned}$$

Untuk produksi tahun pertama kapasitas 80% dari kapasitas sebenarnya

$$\frac{PBi}{\$9.809.850,6664} = \frac{(100 - 41,25\%) - (100\% - 80\%)}{(100 - 36,85)}$$

$$PBi = \$ 6.453.186,62$$

Sehingga Cash Flow setelah pajak untuk tahun kedua

$$\begin{aligned}
 CA &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\
 &= \$ 6.453.186,62 + \$ 3.478.911,78 \\
 &= \$ 9.932.098,4
 \end{aligned}$$

Tabel 11.5. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke	Cash Flow (CA) (\$)	Fd i = 12 %	NPV (\$)
0	\$ (40.834.074,95)	1	\$ (40.834.074,95)
1	\$ 5.870.923,54	0,89	\$ 6.088.807,24
2	\$ 7.917.808,04	0,80	\$ 8.323.229,46
3	\$ 9.458.678,63	0,71	\$ 10.008.949,89
4	\$ 8.445.248,78	0,64	\$ 8.936.562,41
5	\$ 7.540.400,69	0,57	\$ 7.979.073,58
6	\$ 6.732.500,62	0,51	\$ 7.124.172,84
7	\$ 6.011.161,27	0,45	\$ 6.360.868,60
8	\$ 5.367.108,27	0,40	\$ 5.679.346,97
9	\$ 4.792.060,96	0,36	\$ 5.070.845,51
10	\$ 4.278.625,86	0,32	\$ 4.527.540,63
WCI			\$ 6.139.256,09
Total			\$ 25.580.441,70

Karena nilai NPV (+) maka pabrik layak untuk didirikan

Tabel 11.6. Tabel Net Present Value

Tahun ke	Cash Flow (CA) (\$)	Fd i(0.20)	NPV1 (\$) i = 22%	Fd i(0.25)	NPV2 (\$) i = 23%
0	\$ (40.834.074,95)	1	\$ (40.834.074,95)	1	\$ (40.834.074,95)
1	\$ 6.575.434,36	0,82	\$ 5.389.700,30	0,81	\$ 5.345.881,60
2	\$ 9.932.098,41	0,67	\$ 6.673.003,50	0,66	\$ 6.564.940,45
3	\$ 13.288.762,45	0,55	\$ 7.318.213,01	0,54	\$ 7.141.167,24
4	\$ 13.288.762,45	0,45	\$ 5.998.535,25	0,44	\$ 5.805.827,02
5	\$ 13.288.762,45	0,37	\$ 4.916.832,17	0,36	\$ 4.720.184,57
6	\$ 13.288.762,45	0,30	\$ 4.030.190,31	0,29	\$ 3.837.548,43
7	\$ 13.288.762,45	0,25	\$ 3.303.434,68	0,23	\$ 3.119.958,07

8	\$ 13.288.762,45	0,20	\$ 2.707.733,34	0,19	\$ 2.536.551,28
9	\$ 13.288.762,45	0,17	\$ 2.219.453,56	0,16	\$ 2.062.236,81
10	\$ 13.288.762,45	0,14	\$ 1.819.224,23	0,13	\$ 1.676.615,29
WCI			\$ 6.139.256,09		\$ 6.139.256,09
Total			\$ 3.542.245,38		\$ 1.976.835,81

(Memenuhi syarat jika tanda NPV1 dan NPV2 adalah berbeda)

$$IRR = i_2 \frac{NPV1}{NPV1 - NPV2} \times (i_2 - i_1)$$

$$IRR = 23\% \frac{\$3.542.245,38}{\$3.542.245,38 - \$1.976.835,81} \times (23\% - 22\%)$$

IRR = 24,26% (Pabrik layak didirikan karena nilai IRR lebih besar dari suku bunga bank)

BAB XII

KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan Pra Rencana Pabrik Metil Salisilat dari Metanol dan Asam Salisilat dapat diambil kesimpulan bahwa rencana pendirian ini adalah menguntungkan dengan memperhitungkan beberapa aspek:

1. Dari Segi Proses

Proses Esterifikasi yang digunakan lebih menguntungkan karena dilakukan dengan tekanan operasi yang rendah membuat lebih aman dibandingkan dengan proses lainnya, biaya investasi cenderung lebih rendah karena material dengan tekanan rendah.

2. Dari Segi Sosial

Pendirian pabrik ini dinilai menguntungkan, karena:

- Menciptakan lapangan kerja.
- Memberi kesempatan berkarir untuk penduduk lokal agar dapat memperoleh penghasilan

3. Dari Segi Lokasi

- Sarana penunjang untuk memperoleh bahan baku sangat memadai yaitu dekat dengan pelabuhan dan jalan raya.
- Sarana penunjang utilitas sangat memadai karena juga dekat dengan kawasan industri lainnya.

4. Menunjang program pemerintah untuk dapat mewujudkan rencana jangka panjang pemerintah yakni negara industri yang didukung oleh sektor kelautan yang kuat serta daerah Indonesia bagian timur juga semakin berkembang.

5. Dari Segi Perhitungan Ekonomi

Telah dilakukan analisa ekonomi pada pra rencana pabrik Metil Salisilat Kapasitas 50.000 Ton/Tahun dinilai cukup menguntungkan dengan berdasarkan data-data sebagai berikut :

- Total production cost : \$ 65.985.927
- Manufacturing Cost : \$ 62.539.953
- Hasil penjualan : \$ 79.999.999
- Laba sebelum pajak : \$ 14.014.072
- Laba sesudah pajak : \$ 9.809.850
- Pay out Time AT : 2,62 tahun
- Rate of Return BT : 40,28%

- Rate of Return AT : 28,20%
- Break event point (BEP) : 41,25%
- Shutdown Point (SDP) : 14,89%

DAFTAR PUSTAKA

1. Brownell, L.E., Young E.H. 1959. "Process Equipment Design". New Delhi: Wiley Eastern Ltd.
2. Coulson and Richardson's, "Chemical Engineering". Volume 6, 2nd edition, Departement Of Chemical Engineering, University College of Swansea.
3. Geankoplis, C.J. 1997. "Transport Process and Unit Operation". 3rd Edition . New Delhi: PrenticeHall of India.
4. Hesse, H.C. and Rushton, J. H., "Process Equipment Design". D. Van Nostard Co. New Jersey , 1981.
5. Kern, D. Q., 1965. "Process Heat Transfer". New York: *McGraw-Hill Book Company*.
6. Keyes. 1995. *Industrial Chemicals*, 4th edition. New York: John Wiley and Sons Inc.
7. Kirk Othmer. 1962. "Encyclopedia of Chemical Technology", 3rd Edition., Vol 1. New York: John Wiley and Sons.
8. Kusnarjo. 2010. "*Design Pabrik Kimia*". Surabaya: ITS.
9. Kusnarjo. 2010. "*Ekonomi Teknik*". Surabaya: ITS.
10. Maloney, James O. 2007. "Perry's Chemical Engineering Handbook", 8th Edition. New York: McGraw-Hill Book Company.
11. McCabe W, Smith J, Harriot P. 1994. "Operasi Teknik Kimia". Jilid II. PT Gelora Aksara Pratama. Jakarta, Indonesia.
12. Perry, Robert H dan Dow W. Green. 1997. "Chemical Engineering Handbook" 5th Edition. New York: McGraw-Hill Book Company.
13. Perry, Robert H. 2000. "Perry's Chemical Engineering Handbook". 7th Edition.. New York (USA): McGraw Hill Company.
14. Petter, M. S, Klaus D. Timmerhaus dan Ronald E. West. 2004. "Plant Design and Economics for Chemical Engineer". 5th Edition. International Edition. Singapura: McGraw-Hill.
15. Smith, J.M, dan Van Ness H.C. 1959. "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics". 2nd Edition. New York: McGraw Hill Book Company.
16. Ullman's. 1986. "Encyclopedia of Industrial Chemistry". Edition 7. New York: Weinheim.
17. Ulrich, G.D. 1984. "A Guide to Chemicals Engineering Process Design and Economics". New York: John Wiley and Sons.

18. Yaws, Carl L. 1999. "Handbook of Thermodynamic Diagram". Volume 4. Inorganic Compounds and Elements. Texas: Gulf Publishing Company.

APPENDIX A

NERACA MASSA

Kapasitas Produksi : 50.000 ton/tahun (Kemurnian Metil Salisilat (99%))

Operasi Pabrik : 330 hari/tahun

Basis Produksi : 1 jam operasi

Produk : Metil Salisilat ($C_8H_8O_3$)

Bahan Baku : Metanol (CH_3OH) dan Asam Salisilat ($C_7H_6O_3$)

Basis Perhitungan : 1 jam operasi

Kapasitas Produksi :

$$\text{Produksi Metil Salisilat} = \frac{50.000 \text{ ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{\text{ton}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330} \times \frac{1 \text{ hari}}{24} = 6.313,1313 \text{ kg/jam}$$

Kemurnian Metil Salisilat ($C_8H_8O_3$) : 99%

Spesifikasi Produk : Metil Salisilat (99 %)

: Metanol(1%)

Metil Salisilat ($C_8H_8O_3$) dalam Produk :

$$\text{Jumlah Metil Salisilat} = 99 \% \times 6.313,1313 \text{ kg/jam} = 6.250,000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Jumlah mol metil salisilat} = \frac{6.250,000 \text{ kg/jam}}{152 \text{ kg/kmol}} = 41,1184 \text{ kmol}$$

$$\text{Massa metanol} = 1\% \times 6.313,1313 \text{ kg/jam} = 63,1313 \text{ kg/jam}$$

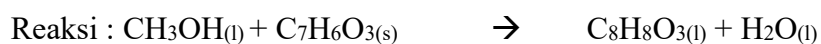
$$\text{Mol metanol} = \frac{63,1313 \text{ kg/jam}}{32 \text{ kg/kmol}} = 0,4153 \text{ kmol}$$

Komposisi Bahan Baku

Produksi Metil Salisilat sebanyak 6.313,1313 kg/jam, maka perhitungan bahan baku dengan stokiometri adalah sebagai berikut:

Perbandingan mol Metanol : Asam Salisilat = 8 :1

Konversi Asam Salisilat = 95%



Awal : 346,2604 : 43,2825 : - : -

$$\begin{array}{l} \text{Reaksi : } 41,1184 : 41,1184 : 41,1184 : 41,1184 - \\ \text{Sisa : } 305,1420 : 2,1641 : 41,1184 : 41,1184 \end{array}$$

$$\text{Mol bereaksi Metil Salisilat} = 41,1184 \text{ kmol}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol bereaksi Asam Salisilat} &= \frac{1}{1} \times \text{Mol metil salisilat yang bereaksi} \\ &= \frac{1}{1} \times 41,1184 \text{ kmol} \\ &= 41,1184 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol awal Asam Salisilat} &= \frac{\text{Mol bereaksi}}{\text{Konversi reaksi}} \\ &= \frac{41,1184 \text{ kmol}}{95\%} \\ &= 43,2825 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\text{Rasio awal mol metanol : Asam Salisilat} = 8 : 1$$

$$\begin{aligned} \text{Mol awal metanol} &= 8 \times 43,2825 \text{ kmol} \\ &= 346,2604 \text{ kmol} \end{aligned}$$

a. Bahan Baku Metanol

Metanol 99,85% dan Air 0,15%

$$\text{Mol Metanol (99,85\%)} = 346,2604 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa Metanol} &= 346,2604 \text{ kmol/jam} \times 32 \text{ kg/kmol} \\ &= 11080,3324 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\text{Mol total bahan baku metanol} = \frac{\text{Mol metanol}}{\text{Kemurnian metanol}}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol total bahan baku metanol} &= \frac{346,2604 \text{ kmol/jam}}{99,85\%} \\ &= 346,7806 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol impurities air} &= \text{persentase impurities} \times \text{mol total} \\ &= 0,15\% \times 346,7806 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,9247 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Masa impurities air} &= 0,9247 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 16,6455 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa total bahan baku metanol} &= (11080,3324 + 16,6455) \text{ kg/jam} \\ &= 11096,9779 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

b. Bahan Baku Asam Salisilat

Asam Salisilat 99,5% dan 4-Hydroxybenzoic Acid 0,5%

$$\text{Mol Asam Salisilat (99,5\%)} = 43,2825 \text{ kmol/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa Asam Salisilat} &= 43,2825 \text{ kmol/jam} \times 138 \text{ kg/kmol} \\ &= 5.972,9917 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\text{Mol total bahan baku Asam Salisilat} = \frac{\text{Mol asam salisilat}}{\text{Kemurnian asam salisilat}} \times 100\%$$

$$\begin{aligned}\text{Mol total bahan baku Asam Salisilat} &= \frac{43,2835 \text{ kmol/jam}}{99,5\%} \\ &= 43,5000 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mol impurities 4-Hydroxybenzoic Acid} &= \text{persentase impurities} \times \text{mol total} \\ &= 0,5\% \times 43,5000 \text{ kmol/jam} \\ &= 0,2175 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Masa impurities 4-Hydroxybenzoic Acid} &= 0,2175 \text{ kmol/jam} \times 138 \text{ kg/kmol} \\ &= 30,0150 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa total bahan baku Asam Salisilat} &= (5.972,9917 + 30,0150) \text{ kg/jam} \\ &= 6.003,0067 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Total Reaktan} &= (11.089,6955 + 6.003,0067) \text{ kg/jam} \\ &= 18.460,1184 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

c. Katalis Asam Sulfat

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan katalis asam sulfat} &= 8\% \times \text{Total Massa Reaktan} \\ &= 8\% \times 18.460,1184 \text{ kg/jam} \\ &= 1.367,4162 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Komposisi Asam Sulfat

$$\text{Asam Sulfat} = 98\%$$

$$\text{Air} = 2\%$$

$$\begin{aligned}\text{Massa asam sulfat} &= 98\% \times \text{Total massa asam sulfat} \\ &= 98\% \times 1.367,4162 \text{ kg/jam} \\ &= 1.340,0679 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mol asam sulfat} &= \frac{1.340,0679 \text{ kg/jam}}{98 \text{ kg/kmol}} \\ &= 13,6742 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

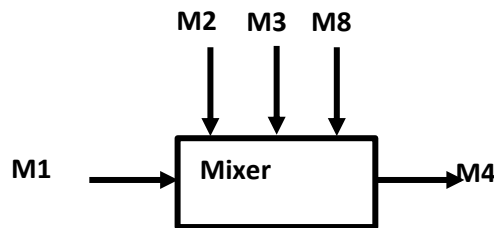
$$\begin{aligned}\text{Massa impurities air} &= 2\% \times \text{Total massa asam sulfat} \\ &= 2\% \times 1.367,4162 \text{ kg/jam} \\ &= 27,3483 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mol impurities air} &= \frac{27,3483 \text{ kg/jam}}{18 \text{ kg/kmol}} \\ &= \mathbf{1,5194 \text{ kmol/jam}}\end{aligned}$$

Peralatan

a. Mixer-01 (M-130)

Fungsi : Sebagai tempat pertemuan antara aliran bahan baku metanol dan asam salisilat serta katalis asam sulfat



$$\text{Neraca Massa Total} = M1 + M2 + M3 + M8 = M4$$

Dimana :

- M1 = Aliran bahan baku metanol dari PT KMI (kg/jam)
- M2 = Aliran bahan baku asam salisilat dari storage (F-120) (kg/jam)
- M3 = Aliran katalis asam sulfat dari storage (F-110) (kg/jam)
- M8 = Aliran recycle metanol dari top distilasi (D-150) (kg/jam)
- M4 = Aliran output mixer menuju reaktor (R-140) (kg/jam)

Aliran Neraca Massa Mixer (M-130) Kondisi Started

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari Storage Metanol (M1)		ke Reaktor (R-140) (M4)	
CH ₃ OH	= 11.080,3324	CH ₃ OH	= 11.080,3324
H ₂ O	= 16,6455	C ₇ H ₆ O ₃	= 5.972,9917
Dari Storage Asam Salisilat (F-120) (M2)		H ₂ O	= 44,0054
C ₇ H ₆ O ₃	= 5.972,9917	C ₆ H ₅ OCOOH	= 30,0150

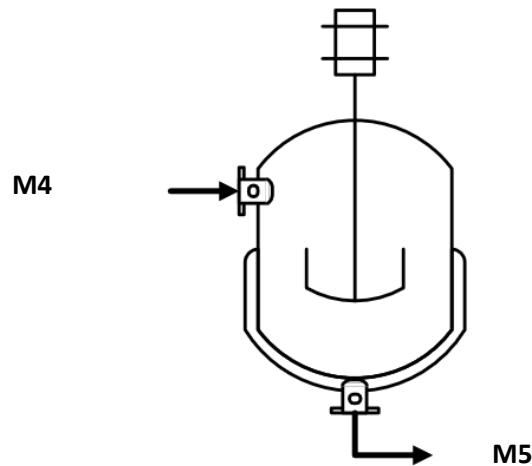
C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150	H ₂ SO ₄	=	1.340,6388
Dari Storage Asam Sulfat (F-110) (M3)					
H ₂ SO ₄	=	1.340,6388			
H ₂ O	=	27,3600			
Dari top Kolom Destilasi (D-150) (M8)					
CH ₃ OH	=	0,0000			
H ₂ O	=	0,0000			
Total	=	18.467,9834	Total	=	18.467,9834

Aliran Neraca Massa Mixer (M-130) Kondisi Recycle

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
Dari Storage Metanol (M1)			ke Reaktor (R-140) (M5)		
CH ₃ OH	=	1.495,1412	CH ₃ OH	=	11.080,3324
H ₂ O	=	2,2427	C ₇ H ₆ O ₃	=	5.972,9917
Dari Storage Asam Salisilat (F-120) (M2)			H ₂ O	=	44,0054
C ₇ H ₆ O ₃	=	5.972,9917	C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150
C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150	H ₂ SO ₄	=	1.340,6388
Dari Storage Asam Sulfat (F-110) (M3)					
H ₂ SO ₄	=	1.340,6388			
H ₂ O	=	27,3600			
Dari top Kolom Destilasi (D-150) (M8)					
CH ₃ OH	=	9.585,1912			
H ₂ O	=	14,4028			
Total	=	18.467,9834	Total	=	18.467,9834

b. Reaktor (R-140)

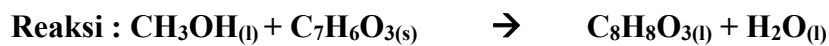
Fungsi : Sebagai tempat terjadinya reaksi antara *fresh feed* metanol dan asam salisilat untuk membentuk metil salisilat.



Neraca Massa Total : $M4 = M5$

Dimana : $M4 = \text{Aliran input dari reaktor (kg/jam)}$

$M5 = \text{Aliran output menuju kolom destilasi (kg/jam)}$



Awal : 346,2604 : 43,2825 : - : -

Reaksi : 41,1184 : 41,1184 : 41,1184 : 41,1184 -

Sisa : 305,1420 : 2,1641 : 41,1184 : 41,1184

$$\begin{aligned} \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} &= \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ awal} \times \text{konversi C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \\ &= 43,2825 \text{ kmol/jam} \times 95\% \\ &= 41,1184 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ sisa} &= \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ awal} - \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\ &= (43,2825 - 41,1184) \text{ kmol/jam} \\ &= 2,1641 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ sisa} &= 2,1641 \text{ kmol/jam} \times 138 \text{ kmol/kg} \\ &= 298,6496 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Mol CH}_3\text{OH} \text{ sisa} &= \text{Mol CH}_3\text{OH} \text{ awal} - \left(\frac{1}{1} \times \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ yang bereaksi}\right) \\ &= 346,2604 \text{ kmol/jam} - \left(\frac{1}{1} \times 41,1184 \text{ kmol/jam}\right) \\ &= 305,1420 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa CH}_3\text{OH sisa} &= 305,1420 \text{ kmol/jam} \times 32 \text{ kg/kmol} \\ &= 9.764,5429 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mol C}_8\text{H}_8\text{O}_3 \text{ yang terbentuk} &= \frac{1}{1} \times \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\ &= \frac{1}{1} \times 41,1184 \text{ kmol/jam} \\ &= 41,1184 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa C}_8\text{H}_8\text{O}_3 &= 41,1184 \text{ kmol/jam} \times 152 \text{ kg/kmol} \\ &= 6.250,0000 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Mol H}_2\text{O yang terbentuk} &= \frac{1}{1} \times \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\ &= \frac{1}{1} \times 41,1184 \text{ kmol/jam} \\ &= 41,1184 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa H}_2\text{O} &= 41,1184 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 740,1316 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

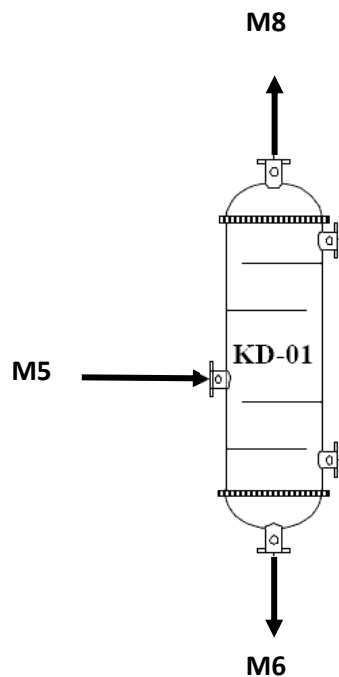
$$\begin{aligned}\text{Total Massa H}_2\text{O} &= \text{Massa H}_2\text{O input} + \text{Massa H}_2\text{O produk reaksi} \\ &= 36,7114 \text{ kg/jam} + 740,1316 \text{ kg/jam} \\ &= 776,8430 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Aliran Neraca Massa Reaktor (R-140)

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
Dari Mixer (M-130) (M4)			ke Kolom Destilasi (D-150) (M5)		
CH ₃ OH	=	11.080,3324	CH ₃ OH	=	9.764,5429
C ₇ H ₆ O ₃	=	5.972,9917	C ₇ H ₆ O ₃	=	298,6496
C ₈ H ₈ O ₃	=	0,0000	C ₈ H ₈ O ₃	=	6.250,0000
H ₂ O	=	44,0054	H ₂ O	=	784,1370
C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150	C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150
H ₂ SO ₄	=	1.340,6388	H ₂ SO ₄	=	1.340,6388
Total	=	18.467,9834	Total	=	18.467,9834

c. Kolom Destilasi (D-150)

Fungsi : Sebagai tempat pemisahan senyawa produk Metil Salisilat terhadap kandungan lain berdasarkan fraksi-fraksinya.



Neraca Massa Total : $M5 = M6 + M8$

Dimana :
 $M5$ = Aliran *input* dari reaktor (kg/jam)
 $M6$ = Aliran *output top* menuju (E-151) (kg/jam)
 $M7$ = Aliran *output bottom* menuju (E-156) (kg/jam)

- Komposisi bahan masuk D-150

Komponen	Input Aliran M6		
	Kmol	Kg	Xf
Metanol	305,1420	9.764,5429	0,7518
Asam Salisilat	2,1641	298,6496	0,0053
Metil Salisilat	41,1184	6.250,0000	0,1013
Air	43,5632	784,1370	0,1073
4-Hydroxybenzoid acid	0,2175	30,0150	0,0005
Asam Sulfat	13,6800	1.340,6388	0,0337
Total	405,8852	18.467,9834	1,0000

Dari trial and error diperoleh kondisi operasi umpan masuk D-150:

$T = 200\text{ }^{\circ}\text{C}$ = 473,15 K

$P = 0,0980\text{ atm}$ = 74,5112 mmHg

Dimana konstanta Antoine-nya dari (The Yaws Handbook of Vapor Pressure, 2015)

Komponen	Bilangan Antoine		
	A	B	C
Metanol	8,0840	1.580,4585	239,0960
Asam Salisilat	8,0320	2.134,5800	159,6970
Metil Salisilat	7,7404	2.132,8170	216,8890
Air	8,0557	1.723,6425	233,0800
4-Hydroxybenzoid acid	8,0320	2.134,5800	159,6970
Asam Sulfat	8,2854	2.976,8370	213,9500

Metode Hengtebeck:

$$\ln(P_i) = A - \frac{B}{(T+C)}$$

$$P_i^* = \text{Exp} \left(A - \frac{B}{T+C} \right)$$

$$K_i = \frac{P_i}{P_t}$$

Keterangan:

P_i = tekanan parsial (mmHg)

T = temperatur operasi (K)

K_i = konstanta kesetimbangan

Komponen	X_f	$\ln P_i$	P_i	K_i	$Y_i = K_i \cdot X_f$
Metanol	0,7518	4,4847	88,6498	1,1898	0,8951
Asam Salisilat	0,0053	2,0976	8,1469	0,1093	0,0006
Metil Salisilat	0,1013	2,6244	13,7957	0,1851	0,0188
Air	0,1073	4,0758	58,8956	0,7904	0,0841
4-Hydroxybenzoid acid	0,0005	2,0976	8,1469	0,1093	0,0001
Asam Sulfat	0,0337	1,0941	2,9864	0,0401	0,0014
Total	1,0000				1,0000

Ditentukan: *Light Key* : Metanol

Heavy Key : Air

Referensi : Air

Komponen	X _f	Ln P _i	P _i	K _i	Y _i =K _i .X _f
Metanol	0,7526	4,4847	88,6498	1,1894	0,8951
Air	0,1064	4,0758	58,8956	0,7902	0,0841

Distribusi Light Key : 99,35% dan Heavy Key : 99,35%

- Diinginkan 99,35 % Metanol keluar dari Top D-150

Light Key = [x.Metanol]_D = 99,35 % x 305,1420 Kmol = 303,1691 Kmol

= [x.Metanol]_B = 0,65 % x 305,1420 Kmol = 1,9729 Kmol

$$\text{Log} \left(\frac{X_D}{X_B} \right) = \text{log} \left(\frac{303,1691 \text{ kmol}}{1,9729 \text{ kmol}} \right) = 2,1866$$

- Diinginkan 99,35% Air keluar dari Bottom D-150

Heavy Key = [x.Air]_D = 0,65% x 43,1579 Kmol = 0,2790 Kmol

= [x.Air]_B = 99,35% x 43,1579 Kmol = 42,8789 Kmol

$$\text{Log} \left(\frac{X_D}{X_B} \right) = \text{log} \left(\frac{0,2790 \text{ kmol}}{42,8789 \text{ kmol}} \right) = -2,1866$$

- Mencari relative volatility tiap komponen

Komponen	K _i	$\alpha = K_i/K_{\text{ref}}$	Log α
Metanol	1,1894	1,5052	0,1776
Asam Salisilat	0,1093	0,1383	-0,8591
Metil Salisilat	0,1851	0,2342	-0,6303
Air	0,7902	1,0000	0,0000
4-Hydroxybenzoid acid	0,1093	0,1383	-0,8591
Asam Sulfat	0,0401	0,0507	-1,2949

- Mencari Persamaan Distilat/residu

Komponen	X=log α	Y=log D _i /B _i	XY	X ²
Metanol	0,1776	2,1866	0,3883	0,0315
Air	0,0000	-2,1866	0,0000	0,0000
Total	0,1776	0,0000	0,3883	0,0315

Dengan dibuat grafik, maka diperoleh persamaan linier $Y = aX + b$

$$a = \text{slope} = 24,6245$$

$$b = \text{intersept} = -2,1866$$

$$Y = 24,6245X - 2,1866$$

Maka untuk setiap komponen,

Komponen	$X = \log \alpha$	$Y = \log D_i/B_i$	D_i/B_i
Metanol	0,1776	2,1866	153,6704
Asam Salisilat	-0,8591	-23,3413	0,0000
Metil Salisilat	-0,6303	-17,7083	0,0000
Air	0,0000	-2,1866	0,0065
4-Hydroxybenzoid acid	-0,8591	-23,3413	0,0000
Asam Sulfat	-1,2949	-34,0735	0,0000

Sehingga, $\log [(i)D/(i)B] = Y$

$$(i)D / (i)B = 10^Y$$

$$(i)D = 10^Y \cdot (i)B \quad \dots (1)$$

$$(i)D + (i)B = F(i) \text{ Kmol} \quad \dots (2)$$

Dari persamaan (1) dan (2), diperoleh:

Komponen	D (kmol)	B (kmol)
Metanol	303,1691	1,9729
Asam Salisilat	0,0000	2,1641
Metil Salisilat	0,0000	41,1184
Air	0,2817	43,2815
4-Hydroxybenzoid acid	0,0000	0,2175
Asam Sulfat	0,0000	13,6800

Komponen	D (kmol)	B (kmol)
Metanol	303,1691	1,9729
Air	0,2790	42,8789

Dari data diatas, maka:

- Komposisi aliran top D-150

$$T = 175^{\circ}\text{C} = 448,1500 \text{ K}$$

$$P = 0,0938 \text{ atm} = 71,2996 \text{ mmHg}$$

Komponen	kmol	Kg	Y_i	$\ln P_i$	P_i	K_i	$X_i=Y_i.K_i$
Metanol	303,1691	9.701,4116	0,9991	4,2674	71,3354	1,0005	0,9986
Asam Salisilat	0,0000	0,0000	0,0000	1,6544	5,2298	0,0733	0,0000
Metil Salisilat	0,0000	0,0000	0,0000	2,2980	9,9541	0,1396	0,0000
Air	0,2817	5,0697	0,0009	3,8319	46,1522	0,6473	0,0014
4-Hydroxybenzoid acid	0,0000	0,0000	0,0000	1,6544	5,2298	0,0733	0,0000
Asam Sulfat	0,0000	0,0000	0,0000	0,6319	1,8811	0,0264	0,0000
Total	303,4508	9.706,4814	1,0000	14,3379	132,6715	1,9605	1,0000

- Komposisi aliran bottom D-150

$$T = 250^{\circ}\text{C} = 523,1500 \text{ K}$$

$$P = 0,2737 \text{ atm} = 208,0359 \text{ mmHg}$$

Komponen	kmol	Kg	Y_i	$\ln P_i$	P_i	K_i	$X_i=Y_i.K_i$
Metanol	1,9729	63,1313	0,0193	6,0106	407,7348	1,9570	0,0377
Asam Salisilat	2,1641	298,6496	0,0211	4,9060	135,1006	0,6484	0,0137
Metil Salisilat	41,1184	6.250,0000	0,4014	4,8584	128,8124	0,6182	0,2482
Air	43,2815	779,0673	0,4225	5,7765	322,6193	1,5484	0,6543
4-Hydroxybenzoid acid	0,2175	30,0150	0,0021	4,9060	135,1006	0,6484	0,0014
Asam Sulfat	13,6800	1.340,6388	0,1335	4,2468	69,8815	0,3354	0,0448
Total	102,4344	8.761,5020	1,0000	30,7043	1.199,2491	5,7559	1,0000

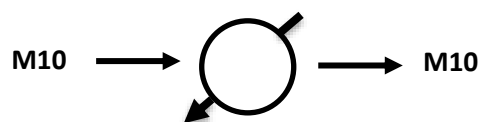
Aliran Neraca Massa Kolom Destilasi (D-150)

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
Dari Reaktor (R-140) (M5)			ke Condenser (E-151) (M8)		
CH ₃ OH	=	9.764,5429	CH ₃ OH	=	9.702,7522
C ₇ H ₆ O ₃	=	298,6496	C ₇ H ₆ O ₃	=	0,0000
C ₈ H ₈ O ₃	=	6.250,0000	C ₈ H ₈ O ₃	=	0,0000

H ₂ O	=	784,1370	H ₂ O	=	5,0704
C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150	C ₆ H ₅ OCOOH	=	0,0000
H ₂ SO ₄	=	1.340,6388	H ₂ SO ₄	=	0,0000
			9.707,8226		
			ke Reboiler (E-156) (M6)		
			CH ₃ OH	=	63,1313
			C ₇ H ₆ O ₃	=	298,6496
			C ₈ H ₈ O ₃	=	6.250,0000
			H ₂ O	=	779,0673
			C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150
			H ₂ SO ₄	=	1.340,6388
			8.761,5020		
Total	=	18.467,9834	Total	=	18.467,9834

d. Condenser (E-151)

Fungsi : Untuk mengkondensasikan seluruh komponen keluaran top Kolom Destilasi-01 (D-150)



Neraca Massa Total : $M_{10} = M_{10}$

Dimana : M_{10} = Aliran *input* dari top Kolom Destilasi (kg/jam)

M_{10} = Aliran *output* menuju Accumulator (kg/jam)

Kondisi operasi :

$T = 175\text{ }^{\circ}\text{C}$ = 448,1500 K

$P = 0,0938\text{ atm}$ = 71,2996 mmHg

Menentukan Rasio Refluks Minimum:

Untuk menentukan rasio refluks minimum, digunakan persamaan Underwood

$$1 - q = \sum_1^n \frac{x_F}{(\alpha - \theta)/\alpha} \quad (\text{Eq. 11.61 Coulson dan Richardson's, 1993})$$

Feed diumpankan dalam keadaan *saturated liquid*, sehingga $q = 1$ (*bubble point*)

$$(L/D)_m + 1 = \sum_1^n \frac{x_D}{(\alpha - \theta)/\alpha} \quad (\text{Eq. 11.60 Coulson dan Richardson's, 1993})$$

Distribusi Rasio Refluks Minimum

Komponen	x_F	x_D	α	$(\alpha - \theta)/\alpha$	$x_F/((\alpha - \theta)/\alpha)$	$x_D/((\alpha - \theta)/\alpha)$
Metanol	0,7526	0,9991	1,5052	10.851,8402	0,0001	0,0001
Asam Salisilat	0,0053	0,0000	0,1383	118.073,6393	0,0000	0,0000
Metil Salisilat	0,1014	0,0000	0,2342	69.727,2769	0,0000	0,0000
Air	0,1064	0,0009	1,0000	16.333,7068	0,0000	0,0000
4-Hydroxybenzoid acid	0,0005	0,0000	0,1383	118.073,6393	0,0000	0,0000
Asam Sulfat	0,0337	0,0000	0,0507	322.097,8932	0,0000	0,0000
Total	1,0000	1,0000			0,0001	0,0001

$$(L/D)_m + 1 = 1,0001$$

$$V = L + D$$

$$R = L_o / D \quad (\text{Eq. 9.49 Treybal, R, E., 1980})$$

$$V = R \times D + D$$

$$= (R + 1) \times D$$

Keterangan:

$V = \text{feed CD-01}$

$L = \text{aliran refluks KD-01}$

$D = \text{aliran distilat}$

$$L/D + 1 = 1,0001$$

$$\begin{aligned} L/D \text{ minimum} &= 1,0001 - 1 \\ &= 0,0001 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L/D \text{ aktual} &= 1,5 \times L/D \text{ min} \\ &= 0,0001 \end{aligned}$$

$$R = L/D \text{ aktual} = 0,0001$$

$$\begin{aligned}
 D &= 303,4481 \text{ kmol} \\
 V &= L + D \\
 &= (R+1) D \\
 &= 303,4901 \text{ kmol} \\
 L &= R \times D \\
 &= 0,0419 \text{ kmol}
 \end{aligned}$$

Komposisi Feed Kondensor (V)

Komponen	x_D	Kmol	Kg
Metanol	0,9991	303,2110	9.702,7522
Asam Salisilat	0,0000	0,0000	0,0000
Metil Salisilat	0,0000	0,0000	0,0000
Air	0,0009	0,2817	5,0704
4-Hydroxybenzoid acid	0,0000	0,0000	0,0000
Asam Sulfat	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	303,4927	9.707,8226

Komposisi Reflux (L)

Komponen	x_D	Kmol	Kg
Metanol	0,9991	0,0419	1,3406
Asam Salisilat	0,0000	0,0000	0,0000
Metil Salisilat	0,0000	0,0000	0,0000
Air	0,0009	0,0000	0,0007
4-Hydroxybenzoid acid	0,0000	0,0000	0,0000
Asam Sulfat	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	0,0419	1,3413

Komposisi Destilat (D)

Komponen	x_D	Kmol	Kg
Metanol	0,9991	303,1691	9.701,4116
Asam Salisilat	0,0000	0,0000	0,0000
Metil Salisilat	0,0000	0,0000	0,0000
Air	0,0009	0,2817	5,0697

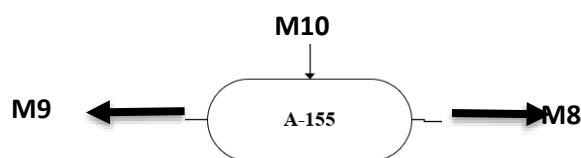
4-Hydroxybenzoid acid	0,0000	0,0000	0,0000
Asam Sulfat	0,0000	0,0000	0,0000
Total	1,0000	303,4508	9.706,4814

Aliran Neraca Massa Condenser (E-151)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari Kolom Destilasi (D-150) (M10)		Ke Accumulator (A-155) (M8)	
CH ₃ OH	= 9.702,7522	CH ₃ OH	= 9.702,7522
C ₇ H ₆ O ₃	= 0,0000	C ₇ H ₆ O ₃	= 0,0000
C ₈ H ₈ O ₃	= 0,0000	C ₈ H ₈ O ₃	= 0,0000
H ₂ O	= 5,0704	H ₂ O	= 5,0704
C ₆ H ₅ OCOOH	= 0,0000	C ₆ H ₅ OCOOH	= 0,0000
H ₂ SO ₄	= 0,0000	H ₂ SO ₄	= 0,0000
Total	= 9.707,8226	Total	= 9.707,8226

e. Accumulator (A-155)

Fungsi : Menampung hasil kondensasi dari E-151 dan membagi aliran destilat dan refluks



Neraca Massa Total : $M10 = M8 + M9$

Dimana : $M10$ = Aliran masuk dari *ouput* Condenser (E-151) (kg/jam)

$M9$ = Aliran refluks menuju Kolom Destilasi (D-150) (kg/jam)

$M8$ = Aliran destilat menuju ke Mixer (M-130) (kg/jam)

Kondisi operasi :

$T = 175\text{ }^{\circ}\text{C}$ = 448,1500 K

$P = 0,0938\text{ atm}$ = 71,2996 mmHg

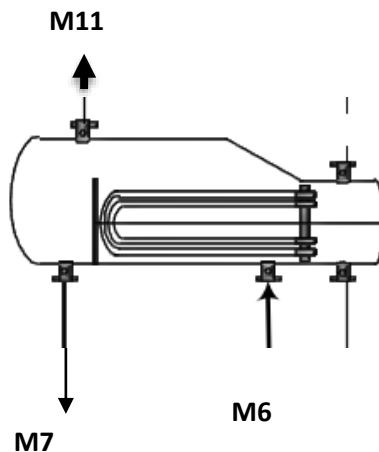
Aliran Neraca Massa Accumulator (A-155)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari Condenser (E-151) (M10)		ke Kolom Destilasi (D-150) (M9)	
CH ₃ OH	= 9.702,7522	CH ₃ OH	= 1,3406

C7H6O3	=	0,0000	C7H6O3	=	0,0000
C8H8O3	=	0,0000	C8H8O3	=	0,0000
H2O	=	5,0704	H2O	=	0,0007
C6H5OCOOH		0,0000	C6H5OCOOH		0,0000
H2SO4	=	0,0000	H2SO4	=	0,0000
			1,3413		
			ke Mixer-01 (M-130)(M10)		
			CH3OH	=	9.701,4116
			C7H6O3	=	0,0000
			C8H8O3	=	0,0000
			H2O	=	5,0697
			H2SO4	=	0,0000
			9.705,4814		
Total	=	9.707,8226	Total	=	9.707,8226

f. Reboiler (E-156)

Fungsi : Untuk menguapkan kembali sebagian *liquid bottom product* D-150



Neraca Massa Total : $M6 = M7 + M11$

Dimana : $M6$ = Aliran masuk dari *bottom product* (D-150)(kg/jam)

$M11$ = Aliran *boil up* Reboiler (E-156) (kg/jam)

$M7$ = Aliran *heavy product* menuju netralizer (R-160) (kg/jam)

Kondisi Operasi :

$T = 250\text{ }^{\circ}\text{C}$ = 523,15 K

$$P = 0,2737 \text{ atm} = 208,0359 \text{ mmHg}$$

Kondisi *feed* (q) = 1 (*Saturated liquid feed*)

Perhitungan:

$$\begin{aligned} L^* &= qF + L \\ &= 1 \times 405,4741 \text{ kmol} + 0,0419 \text{ kmol} \\ &= 405,9271 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} V^* &= V + (q - 1) F \\ &= 303,4901 \text{ kmol} + (1 - 1) \times 405,9271 \text{ kmol} \\ &= 303,4927 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} B^* &= L^* - V^* \\ &= 405,9271 \text{ kmol} - 303,4927 \text{ kmol} \\ &= 102,4344 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Keterangan:

L^* = *feed* RB (E-156)

V^* = *boil-up* RB (E-156)

B^* = produk *bottom* RB (E-156)

F = *feed* destilasi (D-150)

L = refluks Condenser (E-151)

V = *feed* Condenser (E-151)

Komposisi *Feed* RB-01

Komponen	X_d	Kmol	Kg
Metanol	0,0193	7,8180	250,1767
Asam Salisilat	0,0212	8,5760	1.183,4887
Metil Salisilat	0,4030	162,9441	24.767,5024
Air	0,4203	171,5160	3.087,2882
4-Hydroxybenzoid acid	0,0021	0,8619	118,9436
Asam Sulfat	0,1340	54,2111	5.312,6839
Total	1,0000	405,9271	34.720,0835

Komposisi *Boil-Up* RB-01

Komponen	X_d	Kmol	Kg
Metanol	0,0193	5,8452	187,0454
Asam Salisilat	0,0212	6,4119	884,8391
Metil Salisilat	0,4030	121,8257	18.517,5024

Air	0,4203	128,2345	2.308,2209
4-Hydroxybenzoid acid	0,0021	0,6444	88,9286
Asam Sulfat	0,1340	40,5311	3.972,0451
Total	1,0000	303,4927	25.958,5815

Komposisi *Bottom* RB-01

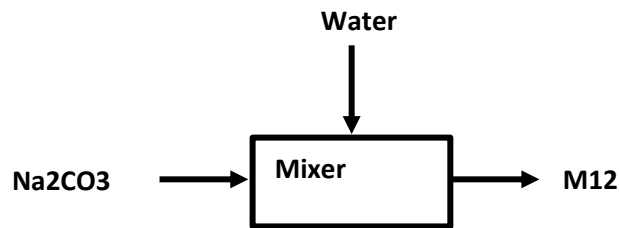
Komponen	X _d	Kmol	Kg
Metanol	0,0193	1,9729	63,1313
Asam Salisilat	0,0212	2,1641	298,6496
Metil Salisilat	0,4030	41,1184	6.250,0000
Air	0,4203	43,2815	779,0673
4-Hydroxybenzoid acid	0,0021	0,2175	30,0150
Asam Sulfat	0,1340	13,6800	1.340,6388
Total	1,0000	102,4344	8.761,5020

Aliran Neraca Massa Reboiler (E-156)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari Kolom Destilasi (D-150) (M6)		ke Kolom Destilasi (D-150) (M11)	
CH ₃ OH	= 250,1767	CH ₃ OH	= 187,0454
C ₇ H ₆ O ₃	= 1.183,4887	C ₇ H ₆ O ₃	= 884,8391
C ₈ H ₈ O ₃	= 24.767,5024	C ₈ H ₈ O ₃	= 18.517,5024
H ₂ O	= 3.087,2882	H ₂ O	= 2.308,2209
C ₆ H ₅ OCOOH	118,9436	C ₆ H ₅ OCOOH	88,9286
H ₂ SO ₄	= 5.312,6389	H ₂ SO ₄	= 3.972,0451
			25.958,5815
		ke Netralizer (R-160) (M7)	
		CH ₃ OH	= 63,1313
		C ₇ H ₆ O ₃	= 298,6496
		C ₈ H ₈ O ₃	= 6.250,0000
		H ₂ O	= 779,0673
		C ₆ H ₅ OCOOH	= 30,0150
		H ₂ SO ₄	= 1.340,6388
			8.761,5020
Total	= 34.720,0835	Total	= 34.720,0835

g. Mixer-02 (M-170)

Fungsi : Sebagai tempat pertemuan antara aliran natrium karbonat dan air pengencer



Neraca Massa Total = Water + Na₂CO₃ = M12

Dimana : M14 = Aliran masuk natrium karbonat (kg/jam)

M13 = Aliran air pengencer dari utilitas (kg/jam)

M15 = Aliran output mixer menuju netralizer (kg/jam)

Perhitungan komposisi natrium karbonat:

Reaksi 1:

	$\text{Na}_2\text{CO}_{3(s)}$	$+$	$\text{H}_2\text{SO}_{4(l)}$	$\rightarrow$	$\text{Na}_2\text{SO}_{4(l)}$	$+$	$\text{H}_2\text{O}_{(l)}$	$+$	$\text{CO}_{2(g)}$
Awal	13,6800		13,6800		-		-		-
Reaksi	13,6800		13,6800		13,6800		13,6800		13,6800
Sisa	0,0000		0,0000		13,6800		13,6800		13,6800

Konversi asam sulfat = 100%

Kebutuhan Natrium Karbonat :

Mol awal natrium karbonat = $\frac{1}{1}$ x Mol H₂SO₄ yang bereaksi
= $\frac{1}{1}$ x 13,6800 kmol/jam
= 13,6800 kmol/jam

Massa natrium karbonat = 13,6800 kmol/jam x 106 kg/kmol
= 1.450,0800 kg/jam

Reaksi 2:

	$\text{Na}_2\text{CO}_{3(s)}$	$+$	$2\text{C}_7\text{H}_6\text{O}_3(l)$	$\rightarrow$	$2\text{C}_7\text{H}_5\text{NaO}_3(l)$	$+$	$\text{H}_2\text{O}_{(l)}$	$+$	$\text{CO}_{2(g)}$
Awal	1,0821		2,1641		-		-		-
Reaksi	1,0821		2,1641		2,1641		1,0821		1,0821
Sisa	0,0000		0,0000		2,1641		1,0821		1,0821

Kebutuhan Natrium Karbonat :

$$\begin{aligned}\text{Mol awal natrium karbonat} &= \frac{1}{2} \times \text{Mol } C_7H_6O_3 \text{ yang bereaksi} \\ &= \frac{1}{2} \times 2,1641 \text{ kmol/jam} \\ &= 1,0821 \text{ kmol/jam} \\ \text{Massa natrium karbonat} &= 1,0821 \text{ kmol/jam} \times 106 \text{ kg/kmol} \\ &= 114,6988 \text{ kg/jam} \\ \text{Total Massa Natrium Karbonat} &= (1.449,461147 + 114,6988) \text{ kg/jam} \\ &= 1.564,1599 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Komposisi natrium karbonat :

$$\begin{aligned}\text{Natrium karbonat} &= 99,2\% \\ \text{Natrium bikarbonat} &= 0,8\%\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa natrium karbonat (99,2\%)} &= 1.564,1599 \text{ kg/jam} \\ \text{Mol natrium karbonat} &= 1.564,1599 \text{ kg/jam} \times 106 \text{ kg/kmol} \\ &= 14,7562 \text{ kmol/jam} \\ \text{Koreksi puritiy natrium karbonat} &= \frac{\text{massa karbonat}}{\text{persentase komposisi}} \\ &= \frac{1.564,1599 \text{ kg/jam}}{99,2\%} \\ &= 1576,7741 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Massa Impurities natrium bikarbonat} &= \text{Persentase komposisi} \times \text{Koreksi purity} \\ &= 0,8\% \times 1576,7741 \text{ kg/jam} \\ &= 12,6142 \text{ kg/jam} \\ \text{Mol natrium bikarbonat} &= 12,6142 \text{ kg/jam} \times 84 \text{ kg/kmol} \\ &= 0,1502 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

Perhitungan Komposisi Pelarut Air :

$$\begin{aligned}\text{Total massa penetral (air dan natrium karbonat)} &= \frac{\text{massa karbonat}}{5\%} \times 100\% \\ &= \frac{1.564,7774 \text{ kg/jam}}{5\%} \times 100\% \\ &= 31.295,5490 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

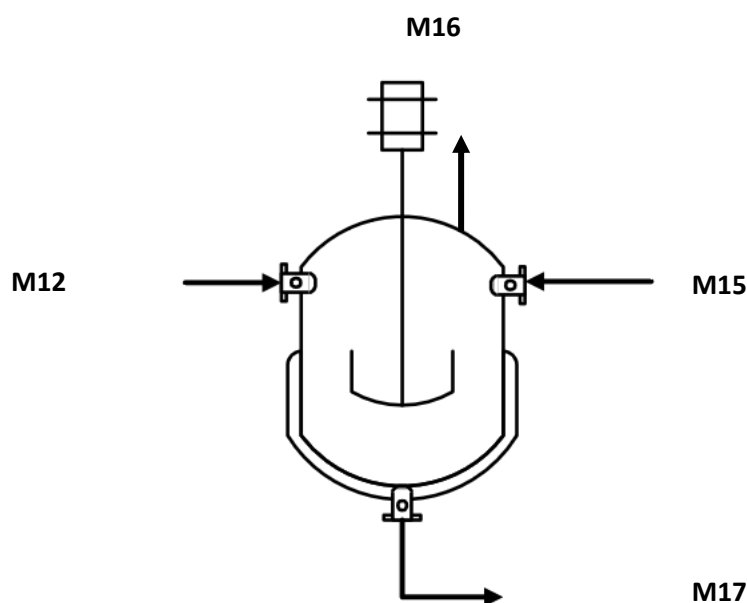
$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air pelarut} &= \text{Total massa penetral} - \text{massa natrium karbonat} \\ &= (31.295,5490 - 1.564,7774) \text{ kg/jam} \\ &= 29.730,7715 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Aliran Neraca Massa Mixer (M-170)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari Storage		ke Netralizer (R-160) (M12)	
Na ₂ CO ₃	= 1.564,7774	Na ₂ CO ₃	= 1.564,7774
NaHCO ₃	= 12,6192	NaHCO ₃	= 12,6192
Dari Utilitas (M14)		H ₂ O	= 29.719,0381
H ₂ O	= 29.730,7715		
Total	= 31.308,1681	Total	= 31.308,1681

h. . Netralizer (R-160)

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya reaksi netralisasi katalis asam sulfat dan asam salisilat sisa dengan basa natrium karbonat



Neraca Massa Total : $M12 + M15 = M16 + M17$

Dimana : $M17$ = Aliran *input* dari reboiler (E-156) (kg/jam)

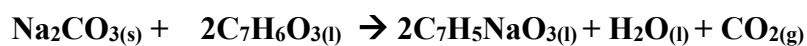
$M12$ = Aliran *input* dari mixer (M-170) (kg/jam)

$M16$ = Aliran *ouput* gas dibuang ke udara (kg/jam)

$M17$ = Aliran *ouput* menuju decanter (D-180) (kg/jam)

Reaksi 1 :

Konversi Reaksi = 100%



Awal	1,0821	2,1641	-	-	-
Reaksi	1,0821	2,1641	2,1641	1,0821	1,0821
Sisa	0,0000	0,0000	2,1641	1,0821	1,0821

$$\begin{aligned}
 \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} &= \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ awal} \times \text{konversi C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \\
 &= 2,1641 \text{ kmol/jam} \times 100\% \\
 &= 2,1641 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ sisa} &= \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ awal} - \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= (2,1641 - 2,1641) \text{ kmol/jam} \\
 &= 0,0000 \text{ kmol/jam (habis bereaksi)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ awal} &= \frac{1}{2} \times \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= \frac{1}{2} \times 2,1641 \text{ kmol/jam} \\
 &= 1,0821 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ bereaksi} &= \frac{1}{2} \times \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= \frac{1}{2} \times 2,1641 \text{ kmol/jam} \\
 &= 1,0821 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ sisa} &= \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ awal} - \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= (1,0821 - 1,0821) \text{ kmol/jam} \\
 &= 0,0000 \text{ kmol/jam (habis bereaksi)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol C}_7\text{H}_5\text{NaO}_3 \text{ yang terbentuk} &= \frac{2}{2} \times \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= \frac{2}{2} \times 2,1641 \text{ kmol/jam} \\
 &= 2,1641 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa C}_7\text{H}_5\text{NaO}_3 &= 2,1641 \text{ kmol/jam} \times 160 \text{ kg/kmol} \\
 &= 346,2604 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol H}_2\text{O} \text{ yang terbentuk} &= \frac{1}{2} \times \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= \frac{1}{2} \times 2,1641 \text{ kmol/jam} \\
 &= 1,0821 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O} &= 1,0821 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\
 &= 19,4771 \text{ kg/jam} \\
 \text{Mol CO}_2 \text{ yang terbentuk} &= \frac{1}{2} \times \text{Mol C}_7\text{H}_6\text{O}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= \frac{1}{2} \times 2,1641 \text{ kmol/jam} \\
 &= 1,0821 \text{ kmol/jam} \\
 \text{Massa CO}_2 &= 1,0821 \text{ kmol/jam} \times 44 \text{ kg/kmol} \\
 &= 47,6108 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Reaksi 2 :

$$\text{Konversi Reaksi} = 100\%$$

	$\text{Na}_2\text{CO}_{3(s)}$	$+$	$\text{H}_2\text{SO}_{4(l)}$	$\rightarrow$	$\text{Na}_2\text{SO}_{4(l)}$	$+$	$\text{H}_2\text{O}_{(l)}$	$+$	$\text{CO}_{2(g)}$
Awal	13,6800		13,6800		-		-		-
Reaksi	13,6800		13,6800		13,6800		13,6800		13,6800
Sisa	0,0000		0,0000		13,6800		13,6800		13,6800

$$\begin{aligned}
 \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ yang bereaksi} &= \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ awal} \times \text{konversi Na}_2\text{CO}_3 \\
 &= 13,6800 \text{ kmol/jam} \times 100\% \\
 &= 13,6800 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ sisa} &= \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ awal} - \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= (13,6800 - 13,6800) \text{ kmol/jam} \\
 &= 0,0000 \text{ kmol/jam (habis bereaksi)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ awal} &= \frac{1}{1} \times \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= \frac{1}{1} \times 13,6800 \text{ kmol/jam} \\
 &= 13,6800 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ bereaksi} &= \frac{1}{1} \times \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= \frac{1}{1} \times 13,6800 \text{ kmol/jam} \\
 &= 13,6800 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ sisa} &= \text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ awal} - \text{Mol H}_2\text{SO}_4 \text{ yang bereaksi} \\
 &= (13,6800 - 13,6800) \text{ kmol/jam} \\
 &= 0,0000 \text{ kmol/jam (habis bereaksi)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol Na}_2\text{SO}_4 \text{ yang terbentuk} &= \frac{1}{1} \times \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= \frac{1}{1} \times 13,6800 \text{ kmol/jam} \\
 &= 13,6800 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Na}_2\text{SO}_4 &= 13,6800 \text{ kmol/jam} \times 142 \text{ kg/kmol} \\
 &= 1.942,5583 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol H}_2\text{O yang terbentuk} &= \frac{1}{1} \times \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= \frac{1}{1} \times 13,6800 \text{ kmol/jam} \\
 &= 13,6800 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O} &= 13,6800 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\
 &= 246,2400 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Massa H}_2\text{O} &= \text{H}_2\text{O input} + \text{H}_2\text{O produk reaksi 1} + \text{H}_2\text{O produk reaksi 2} \\
 &= 30.509,8388 \text{ kg/jam} + 19,4771 \text{ kg/jam} + 246,2400 \text{ kg/jam} \\
 &= 30.775,5559 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Mol CO}_2 \text{ yang terbentuk} &= \frac{1}{1} \times \text{Mol Na}_2\text{CO}_3 \text{ yang bereaksi} \\
 &= \frac{1}{1} \times 13,6800 \text{ kmol/jam} \\
 &= 13,6800 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa CO}_2 &= 13,6800 \text{ kmol/jam} \times 44 \text{ kg/kmol} \\
 &= 601,9200 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total Massa CO}_2 &= \text{CO}_2 \text{ produk reaksi 1} + \text{CO}_2 \text{ produk reaksi 2} \\
 &= 47,6108 \text{ kg/jam} + 601,9200 \text{ kg/jam} \\
 &= 649,5308 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

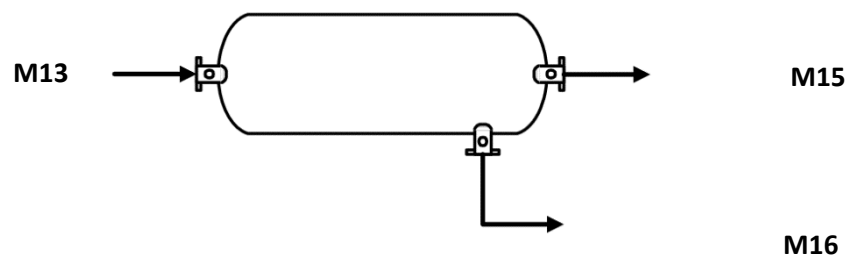
Aliran Neraca Massa Netralizer (R-160)

Masuk (kg/jam)			Keluar (kg/jam)		
Dari Reboiler (E-156) (M17)			ke Decanter (D-180) (M13)		
CH ₃ OH	=	63,1313	CH ₃ OH	=	63,1313
C ₇ H ₆ O ₃	=	298,6496	C ₇ H ₆ O ₃	=	0,0000
C ₈ H ₈ O ₃	=	6250,0000	C ₈ H ₈ O ₃	=	6250,0000
H ₂ O	=	779,0673	H ₂ O	=	30.775,5557

C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150	C ₆ H ₅ OCOOH	=	30,0150
H ₂ SO ₄	=	1.340,6388	H ₂ SO ₄	=	0,0000
		8.761,5020	Na ₂ CO ₃	=	0,0000
Dari Mixer-02 (M-170) (M12)			Na ₂ HCO ₃	=	12,6192
Na ₂ CO ₃	=	1564,7774	Na ₂ SO ₄	=	1942,5583
NaHCO ₃	=	12,6192	C ₇ H ₅ O ₃ Na	=	346,2604
H ₂ O	=	29.730,7715			39.400,2225
		31.295,8122			
			Ke udara (M16)		
			CO ₂	=	649,5303
Total	=	40.069,6701	Total	=	40.069,6701

i. Decanter (D-180)

Fungsi : Memisahkan fase organic dan fase aqueous dengan prinsip perbedaan densitas campuran



$$\text{Neraca Massa Total} = M13 = M15 + M16$$

Dimana : M13 = Aliran *input* dari netralizer (R-160) (kg/jam)

M15 = Aliran *output* menuju pengolahan limbah (kg/jam)

M16 = Aliran *output* menuju ke evaporator

Komposisi yang masuk ke Decanter (D-180)

Komponen	Input	
	Kmol	Kg
Metanol	1,9729	63,1313
Metil Salisilat	41,1184	6.250,0000
Air	1.709,7531	30.775,5557
4-Hydroxybenzoid acid	0,2175	30,0150

Natrium Bikarbonat	0,1502	12,6142
Natrium Sulfat	13,6800	1.942,5583
Natrium Salisilat	2,1641	346,2604
TOTAL	1.767,9900	39.400,2225

Pemisahan dilakukan untuk memisahkan fase organik dan fase *aqueous* pada campuran *liquid*. Fase organik terdiri dari Metil Salisilat, Air dan Metanol serta fase *aqueous* terdiri dari Asam Sulfat, Natrium Sulfat, dan Natrium Salisilat. Pemisahan dilakukan dengan prinsip perbedaan densitas. Densitas campuran kedua fase adalah sebagai berikut.

Komponen Fase Organik	Densitas (kg/m³)	Komponen Fase <i>Aqueous</i>	Densitas (kg/m³)
Air	997,0000	Metanol	792,0000
4-Hydroxybenzoic Acid	1460,0000	Metil Salisilat	1170,0000
Natrium Bikarbonat	2200,0000		
Natrium Sulfat	2660,0000		
Natrium Salisilat	320,0000		

Volume setiap senyawa dihitung dengan menggunakan persamaan umum densitas, $\rho = m \times v$. Volume komponen masing-masing sebagai berikut.

Komponen Fase Organik	Massa (Kg)	Komponen Fase <i>Aqueous</i>	Massa (Kg)
Air	30.756,4706	Metanol	63,1313
4-Hydroxybenzoic Acid	30,0150	Metil Salisilat	6250,0000
Natrium Bikarbonat	12,6142		
Natrium Sulfat	1941,7310		
Natrium Salisilat	346,2604		
Total	33.087,0912	Total	6313,1313

Komponen Fase Organik	Volume (m³)	Komponen Fase <i>Aqueous</i>	Volume (m³)
Air	30,8482	Metanol	0,0797

4-Hydroxybenzoic Acid	0,0206	Metil Salisilat	5,3419
Natrium Bikarbonat	0,0057		
Natrium Sulfat	0,7303		
Natrium Salisilat	1,0821		
Total	32,7068	Total	5,4216

Densitas campuran fase organik = $\sum \text{massa fase organik} / \sum \text{volume fase organik}$

$$= \frac{6.313,1313 \text{ kg}}{5,4216 \text{ m}^3}$$

$$= 1164,4424 \text{ kg/m}^3$$

Densitas campuran fase *aqueous* = $\sum \text{massa fase aqueous} / \sum \text{volume fase aqueous}$

$$= \frac{33.087,0912 \text{ kg}}{5,4216 \text{ m}^3}$$

$$= 1012,2293 \text{ kg/m}^3$$

Aliran Neraca Massa Decanter (D-180)

Masuk (kg/jam)		Keluar (kg/jam)	
Dari Netralizer (R-160) (M13)		ke pengolahan limbah (M15)	
CH ₃ OH	= 63,1313	H ₂ O	= 30.775,5557
C ₈ H ₈ O ₃	= 6.250,0000	C ₆ H ₅ OCOOH	= 30,0150
H ₂ O	= 30.775,5557	Na ₂ HCO ₃	= 12,6192
C ₆ H ₅ OCOOH	= 30,0150	Na ₂ SO ₄	= 1942,5583
Na ₂ HCO ₃	= 12,6192	C ₇ H ₅ O ₃ Na	= 346,2604
Na ₂ SO ₄	= 1942,5583		33.107,0086
C ₇ H ₅ O ₃ Na	= 346,2604	Ke Tanki (F-190) (M16)	
		CH ₃ OH	= 63,1313
		C ₈ H ₈ O ₃	= 6.250,0000
			6.313,1313
Total	= 39.420,1399	Total	= 39.420,1399

APPENDIX B

NERACA PANAS

Hasil perhitungan neraca massa pada Pra- Rencana Pabrik Metil Salisilat dengan kapasitas 50000 ton/tahun sebagai berikut :

Kapasitas Produksi : 50000 ton
: 6313.1313 kg/jam
Waktu Operasi : 330 hari/tahun
Satuan operasi : kJ/jam
Suhu referensi : 25° C

Data Kapasitas Panas

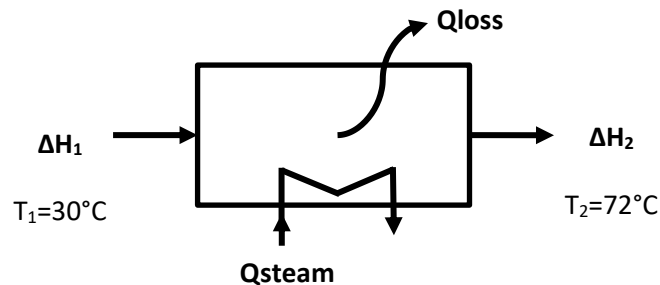
Komponen	A	B	C	D.
Metanol	40,046	-3,6753 E-03	1,8400 E-04	-1,7596 E-07
Asam Salisilat	-4,230	4,2572 E-01	1,4885 E-04	-5,4965 E-07
Metil Salisilat	-64,438	9,2054 E-01	-8,6046 E-04	4,1813 E-07
Air	33,933	-8,4186 E-03	2,9906 E-05	-1,7825 E-08
4-Hydroxybenzoic	-64,438	9,2054 E-01	-8,6046 E-04	4,1813 E-07
Asam Sulfat	9,486	3,3795 E-01	-3,8078 E-04	2,1308 E-07

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4$$

Konversi C_p : 1 J/kg.c = 0.2388 kkal/kg.c

1. Heater-02 (E-132)

Fungsi : Memanaskan output mixer-01 hingga suhu 72°C



Persamaan Neraca panas : $\Delta H_1 + Q_{\text{steam}} = \Delta H_2 + Q_{\text{loss}}$

Dimana :

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk heater (kJ/jam)

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar heater (kJ/jam)

Q_{steam} = Panas yang terkandung pada pemanas (kJ/jam)

Q_{loss} = Panas yang hilang (kJ/jam)

- Data Heat Capacity Komponen (C_p Liquid)

Komponen	A	B	C	D
Metanol	40,152	3,105E-01	-1,029E-03	1,460E-06
Air	92,053	-3,995E-02	-2,110E-04	5,347E-07
Asam Salisilat	36,780	3,199E-01	3,793E-04	0,000E+00
4-Hydroxybenzoic	36,780	3,199E-01	3,793E-04	0,000E+00

- Temperatur Operasi

	IN		OUT	
	Celcius	Kelvine	Celcius	Kelvine
T ref	25,000	298,150	25,000	298,150
T operasi	30,000	303,150	72,000	345,150

- Menghitung Panas Sensibel pada aliran:

Aliran Input

T_{in} = 30,00 C = 303,00 K

T_{ref} = 25,00 C = 298,00 K

No.	Komponen	kmol	$C_p dT$ (KJ/Kmol)	Q_1 (kJ/jam)
1	Metanol	346,2604	400,7148	138751,6702
2	Air	0,9247	377,4864	349,0798
3	Asam Salisilat	43,2825	836,2191	36193,6921
4	4-Hydroxybenzoic	0,2175	836,2191	181,8778
Total				175.476,3200

Aliran Output

T_{out} = 72,00 C = 345,00 K

T_{ref} = 25,00 C = 298,00 K

No.	Komponen	kmol	Cp dT (KJ/Kmol)	Q2 (kJ/jam)
1	Metanol	346,2604	3.862,9509	1.337.586,8864
2	Air	0,9247	3.535,2695	3.269,2339
3	Asam Salisilat	43,2825	8.412,4149	364.110,7561
4	4-Hydroxybenzoic	0,2175	8.412,4149	1.829,7023
Total				1.706.796,5787

- Menghitung kebutuhan panas yang diberikan steam :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{steam}} &= Q_2 - Q_1 \\
 &= 1.531.320,2588 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Dari tabel steam, dipilih saturated steam pada $T = 200^\circ\text{C}$, dengan data :

$$\text{Entalpi liquid jenuh, } H_L = 852,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi uap jenuh, } H_v = 2.793,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas Laten, } L = 1.940,8 \text{ kJ/kg}$$

- Menghitung kebutuhan steam :

$$\begin{aligned}
 m &= Q_{\text{steam}} / L \\
 &= 798,0150 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

- Menghitung panas yang dibawa masuk oleh steam masuk (Q3)

$$\begin{aligned}
 Q_3 &= m \times H_v \\
 &= 220.3876,6214 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

- Menghitung panas yang dibawa steam keluar (Q4)

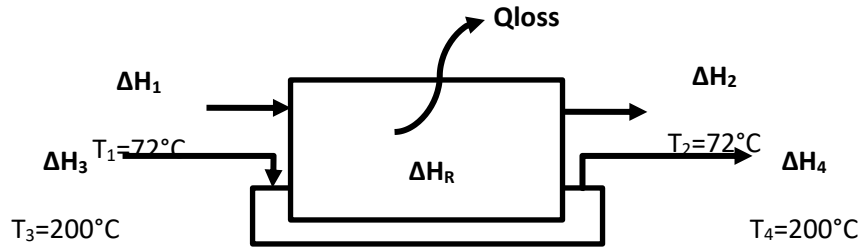
$$\begin{aligned}
 Q_4 &= m \times H_L \\
 &= 672.556,3626 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Aliran Neraca Panas Total pada Heater-02

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	175.476,3200	-
Q2	-	1.706.796,5787
Q3	2.203.876,6214	-
Q4	-	672.556,3626
Total	2.379.352,9413	2.379.352,9413

2. Reaktor 1 (R-140)

Fungsi : Sebagai tempat terjadinya reaksi antara fresh feed metanol dan asam salisilat untuk membentuk metil salisilat.



Persamaan Neraca panas :

$$\text{Panas Masuk} = \text{Panas Keluar}$$

$$\Delta H_1 + \Delta H_3 + \Delta H_R = \Delta H_2 + \Delta H_4 + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + (\Delta H_4 - \Delta H_3) + Q_{\text{loss}}$$

$$\Delta H_1 + \Delta H_R = \Delta H_2 + Q_{\text{coller}} + Q_{\text{loss}}$$

Dimana :

ΔH_1 = Panas yang terkandung pada bahan masuk reaktor (kJ/jam)

ΔH_2 = Panas yang terkandung pada bahan keluar reaktor (kJ/jam)

ΔH_3 = Aliran panas pendingin masuk reaktor (kJ/jam)

ΔH_4 = Aliran panas pendingin keluar reaktor (kJ/jam)

Q_{loss} = Panas yang hilang (kJ/jam)

ΔH_R = Aliran panas Reaksi (kJ/jam)

Q_{coller} = Panas yang terserap dalam air pendingin

Reaksi



- Aliran Panas masuk reaktor (ΔH_1)

Komponen	Cp	n (kmol)	Q1
Metanol	3.862,9509	346,2604	1.337.586,8864
Asam Salisilat	8.412,4149	43,2825	364.110,7561
Metil Salisilat	12.092,2770	-	-
Air	3.535,2695	2,4447	8.642,8387
4-Hydroxybenzoic	8.412,4149	0,2175	1.829,7023
Asam Sulfat	6.732,0348	13,6800	92.094,1534
Total			1.804.264,3369

- Aliran Panas Keluar reaktor (ΔH_2)

Komponen	Cp	n (kmol)	Q2 (kJ/jam)
Metanol	3.862,9509	305,1420	1.178.748,4437
Asam Salisilat	8.412,4149	2,1641	18.205,5378
Metil Salisilat	12.092,2770	41,1184	497.215,3377
Air	3.535,2695	43,5632	154.007,5372
4-Hydroxybenzoic	8.412,4149	0,2175	1.829,7023
Asam Sulfat	6.732,0348	13,6800	92.094,1534
Total			1.942.100,7121

- Aliran Panas Reaksi pada 298.15 K (ΔH_f)

ΔH_f reaktan (ΔH_f)r			
Komponen	n (Kmol)	ΔH_f 298,15 K (KJ/Kmol)	n. ΔH_f 298,15 K (kJ/jam)
Metanol	346,2604	-201.170,00	-69.657.202,2161
Asam Salisilat	43,2825	-466.350,00	-20.184.816,4820
Total			-89.842.018,6981

ΔH_f produk (ΔH_f)p			
Komponen	n (Kmol)	ΔH_f 298,15 K (KJ/Kmol)	n. ΔH_f 298,15 K (kJ/jam)
Metil Salisilat	-	-464.300,00	-
Air	2,4447	-240.560,00	-588.108,2872
4-Hydroxybenzoic	0,2175	-466.350,00	-101.431,2386
Total			-689.539,5258

$$\begin{aligned}\Delta H_f 298 &= (\Delta H_f \text{NO} + \Delta H_f \text{H}_2\text{O}) - (\Delta H_f \text{NH}_3 + \Delta H_f \text{O}_2) \\ &= 89.152.479,1723 \text{ Kj}\end{aligned}$$

- Aliran Panas Reaktan (ΔH reaktan 345,15K)

Panas Reaksi pada Reaktan (ΔH_r 345,15)r			
Komponen	n (kmol)	$\int C_p dT$ (KJ/Kmol)	Qr reaktan (kJ/jam)
Metanol	346,2604	3.862,9509	1.337.586,8864
Asam Salisilat	2173,0665	8.412,4149	18.280.737,2898
Total			19.618.324,1762

- Aliran Panas Produk (ΔH Produk) 345,15

Panas Reaksi pada Produk (ΔH_r 345,15)p			
Komponen	n (kmol)	$\int C_p dT$ (KJ/Kmol)	Qr produk (kJ/jam)
Metil Salisilat	-	12.092,2770	-
Air	2,4447	3.535,2695	8.642,8387
4-Hydroxybenzoic	0,2175	8.412,4149	1.829,7023
Asam Sulfat	-	6.732,0348	-
Total			10.472,5410

- Menghitung Panas Reaksi

$$\Delta Q_r 303,15 \text{ K} = \sum n. (\Delta Q 303,15 \text{ K}) \text{ produk} - \sum n. (\Delta Q 303,15 \text{ K}) \text{ reaktan}$$

$$= -19.607.851,6352 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{rx} = \Delta H_f 298,15 \text{ K} + \Delta Q_r 303,15 \text{ K}$$

$$= 69.544.627,5371 \text{ KJ/jam (Reaksi Endotermis)}$$

- Menghitung kebutuhan panas yang diberikan steam :

$$Q_{steam} = Q_{rx} + Q_2 - Q_1$$

$$= 35.903,9901 \text{ kJ/jam}$$

Dari tabel steam, dipilih saturated steam pada $T = 200^\circ\text{C}$, dengan data :

$$\text{Entalpi liquid jenuh, } H_L = 852,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi uap jenuh, } H_v = 2793,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas Laten, } L = 1940,8 \text{ kJ/kg}$$

- Menghitung kebutuhan steam :

$$M = Q_{steam} / L$$

$$= 35.903,9901 \text{ kg}$$

- Menghitung panas yang dibawa masuk oleh steam masuk (Q3)

$$Q_3 = m \times H_v$$

$$= 100.287.025,0410 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung panas yang dibawa steam keluar (Q4)

$$Q_4 = m \times H_L$$

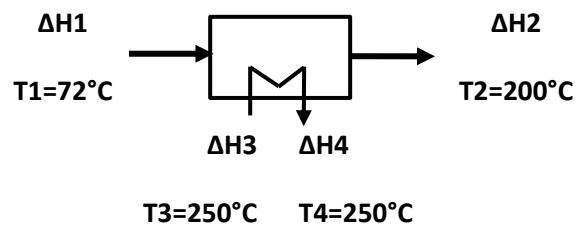
$$= 30.604.561,1288 \text{ kJ/jam}$$

Aliran Neraca Panas Total pada Reaktor 1

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	1.804.264,3369	-
Q2	-	1.942.100,7121
Qr	-	69.544.627,5371
Q3	100.287.025,0410	-
Q4	-	30.604.561,1288
Total	102.091.289,3779	102.091.289,3779

3. Heater-03 (E-142)

Fungsi : Memanaskan output Reaktor 1 hingga suhu 200°C



Persamaan Neraca panas :

$$\text{Panas Masuk} = \text{Panas Keluar}$$

$$\Delta H1 + \Delta H3 = \Delta H2 + \Delta H4$$

Dimana :

$\Delta H1$ = Aliran panas bahan masuk heater (kJ/jam)

$\Delta H2$ = Aliran panas bahan keluar heater (kJ/jam)

$\Delta H3$ = Aliran panas bahan keluar cooler (kJ/jam)

$\Delta H4$ = Aliran panas pendingin masuk cooler (kJ/jam)

- Data Heat Capacity Komponen (Cp Liquid)

Komponen	A	B	C	D
Metanol	40,152	3,105E-01	-1,029E-03	1,460E-06
Asam Salisilat	36,780	3,199E-01	3,793E-04	0,000E+00
Metil Salisilat	97,902	1,037E+00	-2,466E-03	2,437E-06
Air	92,053	-3,995E-02	-2,110E-04	5,347E-07

4-Hydroxybenzoic	36,780	3,199E-01	3,793E-04	0,000E+00
Asam Sulfat	26,004	7,034E-01	-1,386E-03	1,034E-06

- Temperatur Operasi

		IN		OUT
	Celcius	Kelvine	Celcius	Kelvine
T ref	25,000	298,150	25,000	298,150
Toperasi	72,000	345,150	200,000	473,150

- Menghitung Panas Sensibel pada aliran:

Aliran Input

$T_{in} = 72,00\text{ C} = 345,00\text{ K}$

$T_{ref} = 25,00\text{ C} = 298,00\text{ K}$

Komponen	kmol	Cp dT (KJ/Kmol)	Q1 (kJ/jam)
Metanol	305,1420	3862,9509	1178748,4437
Asam Salisilat	2,1641	8412,4149	18205,5378
Metil Salisilat	41,1184	12092,2770	497215,3377
Air	43,5632	3535,2695	154007,5372
4-Hydroxybenzoic	0,2175	8412,4149	1829,7023
Asam Sulfat	13,6800	6732,0348	92094,1534
Total			1942100,7121

Aliran Output

$T_{out} = 200,00\text{ C} = 473,00\text{ K}$

$T_{ref} = 25,00\text{ C} = 298,00\text{ K}$

Komponen	kmol	Cp dT (KJ/Kmol)	Q2 (kJ/jam)
Metanol	305,1420	16141,9068	4925573,1805
Asam Salisilat	2,1641	38067,6070	82383,1522
Metil Salisilat	41,1184	47529,8268	1954351,4322
Air	43,5632	13469,3006	586765,4038
4-Hydroxybenzoic	0,2175	38067,6070	8279,7138
Asam Sulfat	13,6800	26253,3567	359145,5956
Total			7916498,4780

- Menghitung kebutuhan panas yang diberikan steam :

$$\begin{aligned} Q_{\text{steam}} &= Q_2 - Q_1 \\ &= 5974397,7659 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Dari tabel steam, dipilih saturated steam pada $T = 250 \text{ C}$, dengan data :

$$\text{Entalpi liquid jenuh, } H_L = 1085,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi uap jenuh, } H_v = 2801,5 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas Laten, } L = 1716,2 \text{ kJ/kg}$$

- Menghitung kebutuhan steam :

$$\begin{aligned} M &= Q_{\text{steam}} / L \\ &= 3.481,1780 \text{ kg} \end{aligned}$$

- Menghitung panas yang dibawa masuk oleh steam masuk (Q3)

$$\begin{aligned} Q_3 &= m \times H_v \\ &= 9.752.520,3014 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

- Menghitung panas yang dibawa steam keluar (Q4)

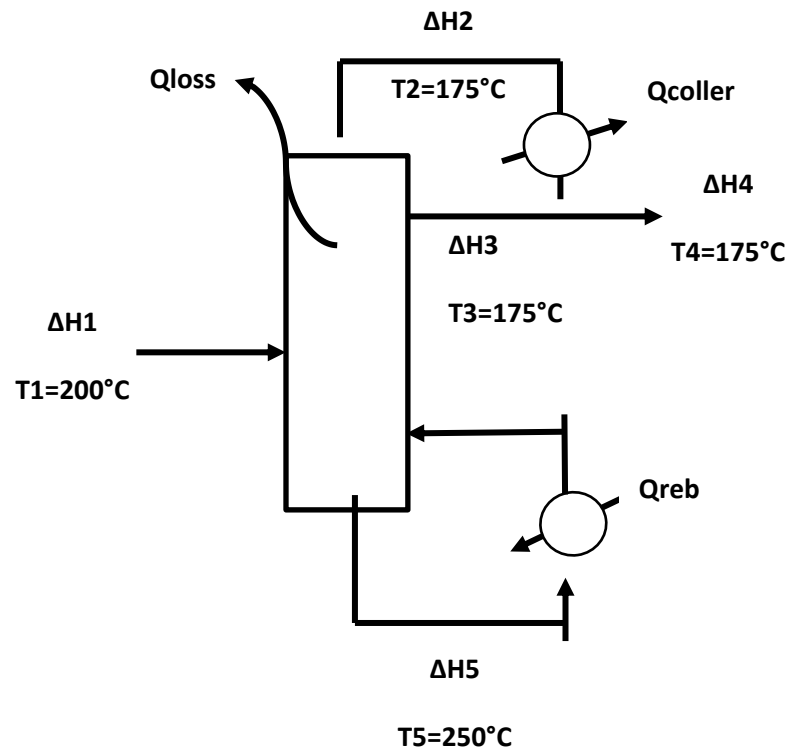
$$\begin{aligned} Q_4 &= m \times H_L \\ &= 3.778.122,5355 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Aliran Neraca Panas Total pada Heater-03

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	1.942.100,7121	-
Q2	-	7.916.498,4780
Q3	9.752.520,3014	-
Q4	-	3.778.122,5355
Total	11.694.621,0135	11.694.621,0135

4. Kolom Destilasi (D-150)

Fungsi : Sebagai tempat pemisahan senyawa produk Metil Salisilat terhadap kandungan lain berdasarkan fraksi-fraksinya.



Persamaan Neraca panas :

$$\begin{aligned} \text{Panas Masuk} &= \text{Panas Keluar} \\ \Delta H1 + \Delta H5 &= \Delta H2 + \Delta H3 + \Delta H4 \end{aligned}$$

Dimana :

- $\Delta H1$ = Aliran panas masuk kolom destilasi (kJ/jam)
- $\Delta H5$ = Aliran panas masuk kolom destilasi (kJ/jam)
- $\Delta H2$ = Aliran panas keluar kolom destilasi (kJ/jam)
- $\Delta H3$ = Aliran panas keluar kolom destilasi (kJ/jam)
- $\Delta H4$ = Aliran panas keluar kolom destilasi (kJ/jam)

- Kondisi Operasi Input

MIDDLE D-150

$P = 0,0980 \text{ atm} = 74,5110 \text{ mmhg}$

$T = 200 \text{ C} = 473,1500 \text{ K}$

$T_{\text{ref}}: 25,0000 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,1500 \text{ K}$

- Feed Liquid

Komponen	A	B	C	D
Metanol	40,1520	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06
Asam Salisilat	36,7800	3,20E-01	3,79E-04	0,00E+00
Metil Salisilat	97,9020	1,04E+00	-2,47E-03	2,44E-06
Air	92,0530	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
4-Hydroxybenzoic	36,7800	3,20E-01	3,79E-04	0,00E+00
Asam Sulfat	26,0040	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06

- Feed Gas

Komponen	A	B	C	D	E
Metanol	40,0460	-3,68E-03	1,84E-04	-1,76E-07	5,01E-11
Asam Salisilat	-4,2300	4,26E-01	1,49E-04	-5,50E-07	2,62E-10
Metil Salisilat	-64,4380	9,21E-01	-8,60E-04	4,18E-07	-8,15E-11
Air	33,9330	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
4-Hydroxybenzoic	-64,4380	9,21E-01	-8,60E-04	4,18E-07	-8,15E-11
Asam Sulfat	9,4860	3,38E-01	-3,81E-04	2,13E-07	-4,69E-11

- Panas sensibel Feed liquid masuk Pada KD Qf

Komponen	n(kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Qf (KJ/Jam)
Metanol	305,1420	16.141,9068	4.925.573,1805
Asam Salisilat	2,1641	38.067,6070	82.383,1522
Metil Salisilat	41,1184	47.529,8268	1.954.351,4322
Air	43,5632	13.469,3006	586.765,4038
4-Hydroxybenzoic	0,2175	38.067,6070	8.279,7138

Asam Sulfat	13,6800	26.253,3567	359.145,5956
Total			7.916.498,4780

- Kondisi MIDDLE D-150

$$P = 0,0980 \text{ atm} = 74,5110 \text{ mmhg}$$

$$T = 175,0000 \text{ C} = 448,1500 \text{ K}$$

- Panas Sensibel Destilate Keluar Destilasi Qd

Komponen	n(kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Qd (KJ/Jam)
Metanol	303,1691	8.426,8476	2.554.759,9202
Asam Salisilat	-	22.710,5713	-
Metil Salisilat	-	26.779,6985	-
Air	0,2817	5.118,8502	1.441,7325
4-Hydroxybenzoic	-	26.779,6985	-
Asam Sulfat	-	13.859,0589	-
Total			2.556.201,6527

- Kondisi BOTTOM D-150

$$P = 0,2741 \text{ atm} = 208,3521 \text{ mmhg}$$

$$T = 250 \text{ C} = 523,1500 \text{ K}$$

- Panas Sensibel Keluaran Bottom (Qb)

Komponen	n(kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Qb (KJ/Jam)
Metanol	1,9729	22.148,4107	43.695,5612
Asam Salisilat	2,1641	52.584,6969	113.799,9846
Metil Salisilat	41,1184	62.722,4062	2.579.046,3089
Air	43,2815	17.769,4113	769.087,0628
4-Hydroxybenzoic	0,2175	52.584,6969	11.437,1844
Asam Sulfat	13,6800	34.274,6096	468.876,2369
Total			3.985.942,3388

$$P = 0,0938 \text{ atm} = 71,2996 \text{ mmhg}$$

$$T = 175,0000 \text{ C} = 448,1500 \text{ K}$$

- Panas Sensibel uap masuk kondensor (Q_v)

komponen	n(kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q_v (KJ/Jam)
Metanol	303,1691	8.426,8476	2.554.759,9202
Asam Salisilat	-	22.710,5713	-
Metil Salisilat	-	26.779,6985	-
Air	0,2817	5.118,8502	1.441,7325
4-Hydroxybenzoic	-	26.779,6985	-
Asam Sulfat	-	13.859,0589	-
total			2.556.201,6527

$$P = 0,0938 \text{ atm} = 71,2996 \text{ mmhg}$$

$$T = 175,0000 \text{ C} = 448,1500 \text{ K}$$

- Panas sensibel refluks pada (Q_l)

komponen	n(kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q_l (KJ/Jam)
Metanol	303,1691	13.453,4627	4.078.674,3707
Asam Salisilat	-	31.451,3932	-
Metil Salisilat	-	40.269,7270	-
Air	0,2817	11.440,2648	3.222,1692
4-Hydroxybenzoic	-	31.451,3932	-
Asam Sulfat	-	22.326,2628	-
total			4081896,5399

- Panas latent Condensor CD-02

$$H_v = H_{vb} \left(\frac{(T_c - T)}{(T_c - T_b)} \right)^{0,38}$$

$$T = 448,1500 \text{ K} = 175,0000 \text{ C}$$

Komponen	T_c (K)	T_b (K)	H_{vb} (KJ/Kmol)	H_v	n (kmol)	Q_{Lv}
Metanol	512,5800	337,8500	35.14-	24.052,2443	303,1691	7.291.897,5769
Asam Salisilat	540,2000	293,5500	24.63-	16.935,6796	-	-
Metil Salisilat	701,0000	493,6500	52.02-	56.093,2672	-	-

Air	647,1300	373,1500	39.50-	34.979,3319	0,2817	9.851,9858
4-Hydroxybenzoic	540,2000	315,5800	27.32-	19.465,2209	-	-
total						7.301.749,5627

- Beban Panas condensor :

$$Q4 = Q_{lv} - (Q_L - Q_v) \\ = 5776054,6754 \text{ kJ}$$

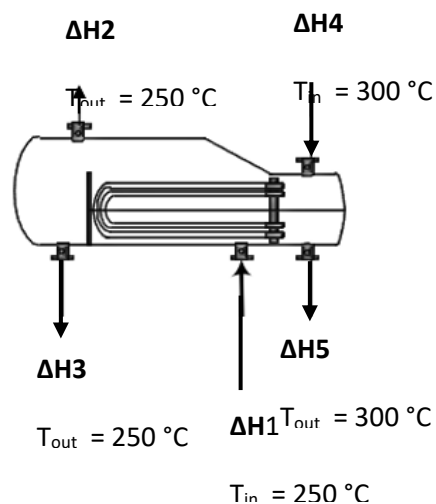
- Beban Panas Reboiler :

$$Q5 = Q_b + Q_d + Q_{cd} - Q_f \\ = 4401700,1888 \text{ kJ}$$

Aliran Neraca Panas Total pada Kolom Destilasi

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	7.916.498,4780	-
Q5	4.401.700,1888	-
Q3	-	2.556.201,6527
Q2	-	3.985.942,3388
Q4	-	5.776.054,6754
Total	12.318.198,6669	12.318.198,6669

Reboiler (E-156)



Data Kapasitas Panas

Komponen	A	B	C	D.
Metanol	40,152	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06
Asam Salisilat	36,78	3,20E-01	3,79E-04	0,00E+00
Metil Salisilat	97,902	1,04E+00	-2,47E-03	2,44E-06
Air	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
4-Hydroxybenzoic	36,78	3,20E-01	3,79E-04	0,00E+00
Asam Sulfat	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06

Panas sensibel liquid masuk Reboiler (E-156) pada temperatur:

$$T_{in} = 300\text{ }^{\circ}\text{C} = 523,15\text{ K}$$

$$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15\text{ K}$$

Komponen	n(kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Qf (KJ/Jam)
Metanol	1,9729	22.148,4107	43.695,5612
Asam Salisilat	2,1641	52.584,6969	113.799,9846
Metil Salisilat	41,1184	62.722,4062	2.579.046,3089
Air	43,2815	17.769,4113	769.087,0628
4-Hydroxybenzoic	0,2175	52.584,6969	11.437,1844
Asam Sulfat	13,6800	34.274,6096	468.876,2369
Total	102,4344	242084,2316	3.985.942,3388

Panas sensibel liquid keluar Reboiler (E-156) pada temperatur:

$$T_{out} = 250\text{ }^{\circ}\text{C} = 523,15\text{ K}$$

$$T_{ref} = 25\text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15\text{ K}$$

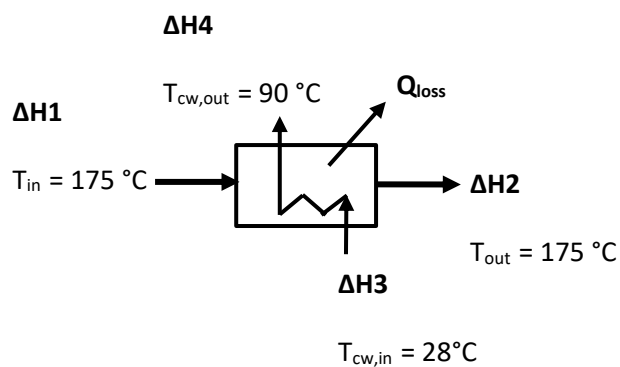
Komponen	n(kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Qf (KJ/Jam)
Metanol	1,9729	22.148,4107	43.695,5612
Asam Salisilat	2,1641	52.584,6969	113.799,9846
Metil Salisilat	41,1184	62.722,4062	2.579.046,3089
Air	43,2815	17.769,4113	769.087,0628

4-Hydroxybenzoic	0,2175	52.584,6969	11.437,1844
Asam Sulfat	13,6800	34.274,6096	468.876,2369
Total	102,4344	242084,2316	3.985.942,3388

- Panas yang disuplai reboiler
 $Q_{rb} = 4.401.700,1888 \text{ kJ/jam}$
- Persamaan overall neraca panas reboiler
 $Q_f + Q_{rb} = Q_b + Q_t$
 $Q_t = Q_f + Q_{rb} - Q_b$
 $Q_t = 4.401.700,1888 \text{ kJ/jam}$
- Steam yang digunakan pada $T = 300 \text{ }^{\circ}\text{C}$
 $H_v = 2.748,9 \text{ kJ/kg}$
 $H_l = 1.344,0 \text{ kJ/kg}$
- Jumlah steam yang dibutuhkan
 $M = Q_{rb} / (H_v - H_l)$
 $= 3.133,1280 \text{ kg/jam}$
- Panas yang dibawa steam masuk
 $Q_4 = M \cdot H_v$
 $= 8.612.655,5454 \text{ kJ/jam}$
- Panas yang dibawa steam keluar
- $Q_5 = M \cdot H_l$
 $= 4.210.955,3565 \text{ kJ/jam}$
- Persamaan overall neraca panas Reboiler (E-156)
 $Q_f + Q_3 = Q_b + Q_t + Q_4$

Aliran Neraca Panas Reboiler (E-156)

Panas	Panas Masuk	Panas Keluar
Q1	3.985.942,3388	-
Q2	-	4.401.700,1888
Q3	-	3.985.942,3388
Q4	8.612.655,5454	-
Q5	-	4.210.955,3565
Total	12.598.597,8842	12.598.597,8842



Condenser (E-151)

Data Kapasitas Panas Feed Liquid

Komponen	A	B	C	D
Metanol	40,152	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06
Asam Salisilat	36,78	3,20E-01	3,79E-04	0,00E+00
Metil Salisilat	97,902	1,04E+00	-2,47E-03	2,44E-06
Air	92,053	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07
4-Hydroxybenzoic	36,78	3,20E-01	3,79E-04	0,00E+00
Asam Sulfat	26,004	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06

Data Kapasitas Panas Feed Gas

Komponen	A	B	C	D	E
Metanol	40,0460	-3,68E-03	1,84E-04	-1,76E-07	5,01E-11
Asam Salisilat	-4,2300	4,26E-01	1,49E-04	-5,50E-07	2,62E-10
Metil Salisilat	-64,4380	9,21E-01	-8,60E-04	4,18E-07	-8,15E-11
Air	33,9330	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12
4-Hydroxybenzoic	-64,4380	9,21E-01	-8,60E-04	4,18E-07	-8,15E-11
Asam Sulfat	9,4860	3,38E-01	-3,81E-04	2,13E-07	-4,69E-11

$$T_{in} = 175\text{ }^{\circ}\text{C} = 448,15\text{ K}$$

$$T_{out} = 175\text{ }^{\circ}\text{C} = 448,15\text{ K}$$

Panas Sensibel Uap Masuk Kondenser (Q_v)

Komponen	n(kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Q_v (KJ/Jam)
Metanol	303,2110	8426,8476	2.555.112,9429

Asam Salisilat	-	22710,5713	-
Metil Salisilat	-	26779,6985	-
Air	0,2817	5118,8502	1.441,9317
4-Hydroxybenzoic	-	26779,6985	-
Asam Sulfat	-	13859,0589	-
Total	303,4927	103674,7249	2.556.554,8746

Panas Sensibel Destilate Keluar Destilate (Qv)

Komponen	n(kmol/jam)	CpdT (kJ/kmol)	Qv (KJ/Jam)
Metanol	303,1691	13453,4627	4.078.674,3707
Asam Salisilat	-	31451,3932	-
Metil Salisilat	-	40269,7270	-
Air	0,2817	11440,2648	3.222,1692
4-Hydroxybenzoic	-	31451,3932	-
Asam Sulfat	-	22326,2628	-
Total	303,4508	150392,5036	4.081.896,5399

Panas Laten Condensor

$$H_v = H_{vb} \left(\frac{(T_c - T)}{(T_c - T_b)} \right)^{0,38}$$

$$T = 448,1500 \text{ K}$$

Komponen	T _c (K)	T _b (K)	H _{vb} (KJ/Kmol)	H _v	n (kmol)	QL _v
Metanol	512,5800	337,8500	3510,0000	24052,2443	303,1691	7.291.897,5769
Asam Salisilat	540,2000	293,5500	24630,0000	16935,6796	-	-
Metil Salisilat	701,0000	493,6500	52020,0000	56093,2672	-	-
Air	647,1300	373,1500	39500,0000	34979,3319	0,2817	9.851,9858
4-Hydroxybenzoic	540,2000	315,5800	27320,0000	19465,2209	-	-
Asam Sulfat	925,0000	61-	33280,0000	38959,2319	-	-
Total	3866,1100	2423,7800	211890,0000	190484,9757	303,4508	7.301.749,5627

Panas Sensible Destilat Q4

$$= 4.081.896,5399 \text{ kJ/jam}$$

Panas Sensible Vapor Masuk Condensor $Q_1 = 2.556.554,8746 \text{ kJ/jam}$

Panas Laten Condensor $Q_{lv} = 7.301.749,5627 \text{ kJ/jam}$

Beban Panas Condensor $Q_{cd} = 5.776.407,8973 \text{ kJ/jam}$

Perhitungan Jumlah Air Pendingin yang Dibutuhkan

$C_p \text{ air} = 4,184 \text{ kJ/kg K}$

$T_{win} = 28^\circ\text{C} = 301,15 \text{ K}$

$T_{wout} = 90^\circ\text{C} = 363,15 \text{ K}$

$T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$

Jumlah air pendingin yg dibutuhkan

$$= Q_{\text{serap}} / C_p \Delta T$$

$$= 22.267,6552 \text{ kg}$$

Panas air pendingin masuk CD-01

$$Q_3 = m C_p (T_{in} - T_{ref})$$

$$= 279.503,6079 \text{ kJ/jam}$$

Panas air pendingin keluar CD-01

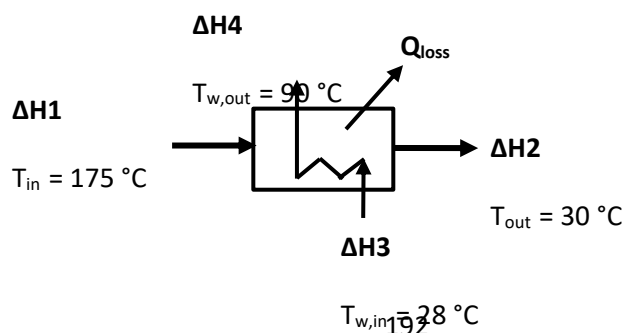
$$Q_4 = m C_p (T_{out} - T_{ref})$$

$$= 6.055.911,5053 \text{ kJ/jam}$$

Aliran Neraca Panas Condenser (E-151)

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas keluar (kJ/jam)
Q_1	2.556.554,8746	-
Q_2	-	4.081.896,5399
Q_{lv}	7.301.749,5627	-
Q_3	279.503,6079	-
Q_4	-	6.055.911,5053
Total	10.137.808,0452	10.137.808,0452

5. Cooler (E-122)



Tw, in	= 28 °C	= 301,15 K
Tops, in	= 175 °C	= 448,15 K
Tw, out	= 90 °C	= 363,15 K
Tops, out	= 30 °C	= 303,15 K

Komponen	Nilai				Cp dT	
	A	B	C	D	IN	OUT
Metanol	40,1520	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06	22.148,4107	43.695,5612
Asam Salisilat	36,7800	3,20E-01	3,79E-04	0,00E+00	52.584,6969	113.799,9846
Metil Salisilat	97,9020	1,04E+00	-2,47E-03	2,44E-06	62.722,4062	2.579.046,3089
Air	92,0530	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	17.769,4113	769.087,0628
4-Hydroxybenzoic	36,7800	3,20E-01	3,79E-04	0,00E+00	52.584,6969	11.437,1844
Asam Sulfat	26,0040	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06	34.274,6096	468.876,2369

Panas Sensibel Input Cooler pada T = 175 °C

Komponen	kmol	Cp dT	Q2 (kJ/jam)
Metanol	303,1691	1.616,6630	490.122,2807
Asam Salisilat	-	31.451,3932	-
Metil Salisilat	-	20.506,8608	-
Air	0,2817	7.104,7267	2.001,0579
4-Hydroxybenzoic	-	31.451,3932	-
Asam Sulfat	-	13.940,4440	-
Total	303,4508		492.123,3385

Panas Sensibel Output Cooler pada T = 30 °C

Komponen	kmol	Cp dT	Q1 (kJ/jam)
Metanol	303,1691	202,3444	61.344,5591
Asam Salisilat	-	836,2191	-
Metil Salisilat	-	933,2541	-
Air	0,2817	304,8280	85,8553

4-Hydroxybenzoic	-	836,2191	-
Asam Sulfat	-	561,1217	-
Total	303,4508		61.430,4144

$$Q_c = Q_2 - Q_1$$

$$= 430.692,9241 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ air} = 4,184 \text{ kJ/kg K}$$

$$T_{\text{win}} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{wout}} = 48 \text{ }^{\circ}\text{C} = 321,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Jumlah Air Pendingin

$$m = \frac{Q_c}{C_{p_{\text{air}}} \times (T_2 - T_1)}$$

$$m = 1.660,29160 \text{ kg/jam}$$

Panas Sensibel yang Dibawa Air Pendingin Masuk

$$Q_{\text{win}} = m \cdot C_p \cdot (T_{\text{win}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 20.839,9802 \text{ kJ/jam}$$

Panas Sensibel yang Dibawa Air Pendingin Keluar

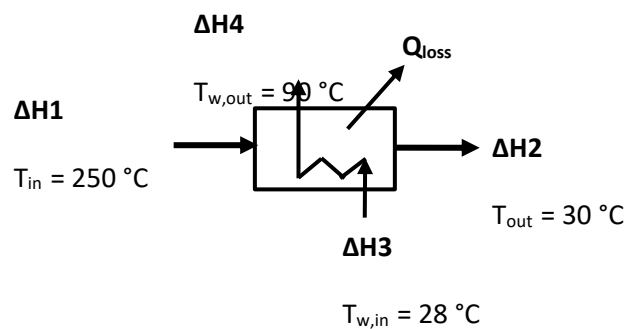
$$Q_{\text{wout}} = m \cdot C_p \cdot (T_{\text{wout}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 451.532,9043 \text{ kJ/jam}$$

Aliran Neraca Panas Cooler (E-122)

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	492.123,3385	-
Q2	-	61.430,4144
Q3	20.839,9802	-
Q4	-	451.532,9043
Total	512.963,3187	512.963,3187

6. Cooler (E-154)



$T_{w, in}$	=	28 °C	=	301,15 K
$T_{ops, in}$	=	250 °C	=	523,15 K
$T_{w, out}$	=	90 °C	=	363,15 K
$T_{ops, out}$	=	30 °C	=	303,15 K

Komponen	Nilai				Cp dT	
	A	B	C	D	IN	OUT
Metanol	40,1520	3,10E-01	-1,03E-03	1,46E-06	22.148,4107	43.695,5612
Asam Salisilat	36,7800	3,20E-01	3,79E-04	0,00E+00	52.584,6969	113.799,9846
Metil Salisilat	97,9020	1,04E+00	-2,47E-03	2,44E-06	62.722,4062	2.579.046,3089
Air	92,0530	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07	17.769,4113	769.087,0628
4-Hydroxybenzoic	36,7800	3,20E-01	3,79E-04	0,00E+00	52.584,6969	11.437,1844
Asam Sulfat	26,0040	7,03E-01	-1,39E-03	1,03E-06	34.274,6096	468.876,2369

Panas Sensibel Input Cooler pada T = 250 °C

Komponen	kmol	Cp dT	Q1 (kJ/jam)
Metanol	1,9729	22.148,4107	43.695,5612
Asam Salisilat	2,1641	52.584,6969	113.799,9846
Metil Salisilat	41,1184	62.722,4062	2.579.046,3089
Air	43,2815	17.769,4113	769.087,0628
4-Hydroxybenzoic	0,2175	52.584,6969	11.437,1844
Asam Sulfat	13,6800	34.274,6096	468.876,2369
Total	102,4344		3.985.942,3388

Panas Sensibel Output Cooler pada T = 30 °C

Komponen	kmol	$\sum C_p dT$	Q2 (kJ/jam)
Metanol	1,9729	400.7148	790,5515
Asam Salisilat	2,1641	836.2191	1.809,6846
Metil Salisilat	41,1184	1,264.4559	51.992,4283
Air	43,2815	377.4864	16.338,1829
4-Hydroxybenzoic	0,2175	836.2191	181,8778
Asam Sulfat	13,6800	701.6579	9.598,6710
Total	102,4344		80.711,3962

$$Q_c = Q_2 - Q_1$$

$$= 3.905.230,9426 \text{ kJ/jam}$$

$$C_p \text{ air} = 4,184 \text{ kJ/kg K}$$

$$T_{\text{win}} = 28 \text{ }^{\circ}\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{wout}} = 48 \text{ }^{\circ}\text{C} = 321,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Jumlah Air Pendingin

$$m = \frac{Q_c}{C_{p_{\text{air}}} (T_2 - T_1)}$$

$$m = 15.054,3967 \text{ kg/jam}$$

Panas Sensibel yang Dibawa Air Pendingin Masuk

$$Q_{\text{win}} = m \cdot C_p \cdot (T_{\text{win}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 188.962,7875 \text{ kJ/jam}$$

Panas Sensibel yang Dibawa Air Pendingin Keluar

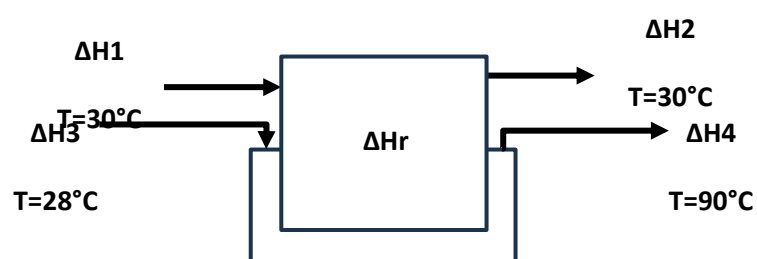
$$Q_{\text{wout}} = m \cdot C_p \cdot (T_{\text{wout}} - T_{\text{ref}})$$

$$= 4.094.193,7302 \text{ kJ/jam}$$

Aliran Neraca Panas Cooler (E-154)

Komponen	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	3.985.942,3388	-
Q2	-	80.711,3962
Q3	188.962,7875	-
Q4	-	4.094.193,7302
Total	4.174.905,1264	4.174.905,1264

7. Netralizer (R-160)



Komponen	Cp (kcal/kmol.K)	n (kmol)	Qin
Metanol	400,7148	1,9729	790,5515
Asam Salisilat	836,2191	2,1641	1.809,6846
Metil Salisilat	1.264,4559	41,1184	51.992,4283
Air	377,4864	1.694,9910	639.836,0361
4-Hydroxybenzoic	836,2191	0,2175	181,8778
Asam Sulfat	701,6579	13,6800	9.598,6710
Natrium Karbonat	233,9266	14,7621	3.453,2371
Natrium Bikarbonat	415,7702	0,1502	62,4604
Natrium Sulfat	132,7598	-	-
Natrium Salisilat	229,2089	-	-
Karbon Dioksida	653,6969	-	-
Total		1.769,0562	707.724,9469

Data Heat Capacity Liquid

Komponen	A	B	C	D
Metanol	40,152	3,1046 E-01	-1,0291 E-03	1,4598 E-06
Asam Salisilat	36,780	3,1990 E-01	3,7930 E-04	- E+00
Metil Salisilat	97,902	1,0367 E+00	-2,4663 E-03	2,4373 E-06
Air	92,053	-3,9953 E-02	-2,1103 E-04	5,3469 E-07
4-Hydroxybenzoic	36,780	3,1990 E-01	3,7930 E-04	- E+00
Asam Sulfat	26,004	7,0337 E-01	-1,3856 E-03	1,0342 E-06
Natrium Karbonat	48,042	-4,4407 E-03	8,7824 E-07	-3,5375 E-11
Natrium Bikarbonat	24,222	4,6459 E-01	-1,4583 E-03	1,8792 E-06
Natrium Sulfat	26,401	5,0208 E-04	6,6480 E-18	-1,0516 E-21
Natrium Salisilat	25,635	6,6836 E-02	1,2292 E-05	-3,6742 E-08
Karbon Dioksida	4,230	4,2572 E-01	1,4885 E-04	-5,4965 E-07

a) Panas Reaksi Pembentukan Standar, ΔH_f

ΔH_f reaktan (ΔH_f)_r

Komponen	n (Kmol)	ΔH_f 298,15 K (KJ/Kmol)	n. ΔH_f 298,15 K (KJ/jam)
Asam Sulfat	13,6800	-201.000,00	-2.749.677,5237
Natrium Karbonat	13,6800	-340.000,00	-4.651.195,8112
Total			-7.400.873,3349

ΔH_f produk (ΔH_f)_p

Komponen	n (Kmol)	ΔH_f 298,15 K (KJ/Kmol)	n. ΔH_f 298,15 K (KJ/jam)
Natrium Sulfat	13,6800	-233.000,00	-3.187.437,1295
Air	13,6800	-240.560,00	-3.290.857,8363
Karbon Dioksida	13,6800	-310.000,00	-4.240.796,1808
Total			-10.719.091,1466

$$\Delta Q_r 298,15 \text{ K} = -3.318.217,8117$$

Maka,

$$\Delta H_f 298 \text{ K} = \sum n. (\Delta H_f 298,15 \text{ K}) \text{ produk} - \sum n. (\Delta H_f 298,15 \text{ K}) \text{ reaktan}$$

$$= -3.318.217,8117 \text{ kJ/jam}$$

b) Panas Reaksi (ΔH_r) 303,15 K

Panas Reaksi pada Reaktan (ΔH_r 303,15)r

Komponen	n (kmol)	$\int C_p dT$ (KJ/Kmol)	Qr reaktan (KJ/jam)
Asam Sulfat	13,6800	400,7148	5.481,7738
Natrium Karbonat	14,7621	836,2191	12.344,3088
Total			17.826,0826

Panas Reaksi pada Produk (ΔH_r 303,15)p

Komponen	n (kmol)	$\int C_p dT$ (KJ/Kmol)	Qr produk (KJ/jam)
Natrium Sulfat	13,6800	1.264,4559	17.297,7405
Air	13,6800	377,4864	5.164,0090
Karbon Dioksida	13,6800	836,2191	11.439,4665
Total			33.901,2161

Maka,

$$\Delta Q_r 303,15 \text{ K} = \sum n. (\Delta Q 303,15 \text{ K}) \text{ produk} - \sum n. (\Delta Q 303,15 \text{ K}) \text{ reaktan}$$

$$= 16.075,1334 \text{ kJ}$$

$$Q_{fl} = \Delta H_f 298,15 \text{ K} + \Delta Q_r 303,15 \text{ K}$$

$$= -3.302.142,6783 \text{ kJ}$$

Jadi, Total panas yang dihasilkan:

$$Q_{rx} = Q_{fl}$$

$$= -3.302.142,6783 \text{ kJ (Reaksi Eksotermis)}$$

Komponen	Cp	n (kmol)	Q2	n (kmol)	Q3
Metanol	400,7148	1,9729	790,5515	-	-
Asam Salisilat	836,2191	-	-	-	-
Metil Salisilat	1.264,4559	41,1184	51.992,4283	-	-
Air	377,4864	1.709,7531	645.408,5095	-	-
4-Hydroxybenzoic	836,2191	0,2175	181,8778	-	-
Asam Sulfat	701,6579	-	-	-	-
Natrium Karbonat	233,9266	-	-	-	-

Natrium Bikarbonat	415,7702	0,1502	62,4604	-	-
Natrium Sulfat	132,7598	13,6800	1.816,1518	-	-
Natrium Salisilat	229,2089	2,1641	496,0373	-	-
Karbon Dioksida	653,6969	-	-	14,7621	9.649,9077
TOTAL		1.753,2121	698.435,8275		9.649,9077
Total		3.522,2683		708.085,7353	

Kalor yang diserap oleh Air pendingin pada Jaket pendingin sehingga $Q_{out} \text{ sistem} = Q_{in} \text{ sistem}$:

Panas Masuk = Panas Keluar

$$Q_{cw} = Q_3 - Q_4$$

$$Q_{cw} = Q_1 - Q_2 - Q_{rx}$$

$$Q_{cw} = 707.724,9469 - 708,085.7353 - (-3.302.142,6783)$$

$$Q_{cw} = 3.301.781,8898 \text{ kJ/jam}$$

ASUMSI

Suhu Air pendingin masuk = $T_{in} = 28^\circ\text{C} = 301,15 \text{ K}$

Suhu Air pendingin keluar = $T_{out} = 90^\circ\text{C} = 363,15 \text{ K}$

Suhu pada temperatur standar = $T_{ref} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$

CP AIR = 4,184 kJ/kg.K

MASSA AIR PENDINGIN YANG DIBUTUHKAN

$$Q_w = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = \frac{Q_w}{C_p \times \Delta T} =$$

$$m = 12.728,14212 \text{ kg}$$

Aliran Neraca Panas Netralizer (R-160)

Panas	Panas Masuk (kJ/jam)	Panas Keluar (kJ/jam)
Q1	707.724,9469	-
Q2		708.085,7353
Qr	-	-3.302.142,6783
Q3	159.763,6398	-
Q4	-	3.461.545,5297
Total	867.488,5867	867.488,5867

APPENDIX C

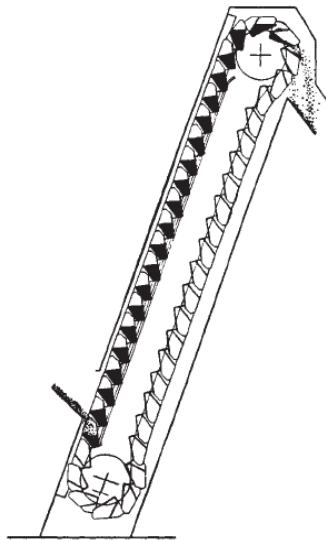
SPESIFIKASI ALAT

1. BUCKET ELEVATOR (J-112)

Fungsi : Mengangkut bahan baku dari J-123 menuju H-133

Tipe : *Supercapacity Continuous Bucket Elevator*

Gambar :



Data Operasi :

Laju alir massa, W = 6.003,0067 kg/jam

Faktor keamanan = 20%

a. Penentuan kapasitas *bucket*

= (100% + 20%) x laju alir massa

= (100% + 20%) x 6.003,0067 kg/jam

= 7.203,6081 kg/jam

= 7,2036 ton/jam

b. Penentuan ukuran *bucket*

Untuk kapasitas 7,2036 ton/jam, dari *Tabel 21-8 Bucket-elevator Spesification for Centrifugal-discharge Bucket on belt, malleable-iron, or steel buckets, Perry's Chemical Engineering Handbook hal 21-15* dipilih *bucket-elevator* sesuai spesifikasi sebagai berikut :

- Ukuran *Bucket*

Lebar = 6 in

Tebal	= 4 in	
Panjang	= 4,25 in	
Jarak antar bucket	= 12 in	
- <i>Elevator center</i>	= 25 ft	
- Kecepatan <i>Bucket</i>	= 225 ft/min	
- Kecep.putaran <i>head shaft</i>	= 43 rpm	
- <i>Power</i> untuk <i>head shaft</i> pada <i>center elevator</i>	= 1 Hp	
- <i>Diameter Shaft</i>		
<i>Head</i>	$= 1 \frac{15}{16}$ in	= 1,9375 in
<i>Tail</i>	$= 1 \frac{11}{16}$ in	= 1,6875 in
- <i>Diameter Pulley</i>		
<i>Head</i>	= 20 in	
<i>Tail</i>	= 14 in	
- Sudut Elevasi	= 45°	

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Bucket elevator
Kode Alat	J-112
Jumlah	1 buah
Fungsi	Mengangkut bahan baku dari J-123 menuju H-133

DATA DESAIN

Tipe	<i>Supercapacity Continuous Bucket Elevator</i>
Temperature design	30 °C
Tekanan design	1 atm
Kapasitas	7,2036 ton/jam

DATA MEKANIK

Ukuran bucket :

Lebar	6 in
Tebal	4 in
Panjang	4,25 in
Jarak antar bucket	12 in
Elevator center	25 Ft
Kecepatan bucket	225 Ft
Kecepatan putaran head shaft	43 rpm
Diameter shaft :	
Head	1,9375 in
Tail	1,6875 in
Diameter pulley :	
Head	20 in
Tail	14 in
Sudut elevasi	45°
Power	1 Hp
Bahan konstruksi	<i>Carbon steel</i>

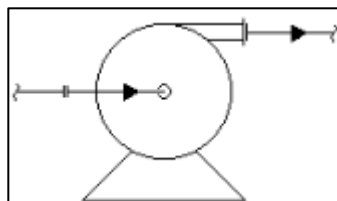
2. POMPA-01 (L-111)

Fungsi : Mengalirkan asam sulfat dari F-110 menuju M-130

Tipe : *Centrifugal radial pump*

Bahan Konstruksi : *Carbon steel*

Gambar :



1. Data Desain

Temperatur, T = 30 °C

Laju alir, m_s = 6.003,0067 kg/jam = 13.234,3667 lb/jam

$$\begin{aligned}
\text{Densitas fluida, } \rho &= 1.810,7084 \text{ kg/m}^3 &= 113,0388 \text{ lb/ft}^3 \\
\text{Viskositas, } \mu &= 19,2419 \text{ cP} &= 46,5654 \text{ lb/ft jam} \\
\text{Tekanan uap, } P_{\text{uap}} &= 0,6374 \text{ mmHg} &= 0,0123 \text{ psi} \\
&= 453,9345 \text{ lbf/ft}^2
\end{aligned}$$

Faktor keamanan, $f = 10 \%$

2. Perhitungan Desain

a) Kapasitas Pompa, Q_f

$$m_f = (1 + f_k) \times m_s$$

$$\begin{aligned}
m_f &= (1 + 0,1) \times 13.234,3667 \text{ lb/jam} \\
&= 14.557,8034 \text{ lb/jam} \\
&= 242,6301 \text{ lb/min}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
Q_f &= \frac{m_f}{\rho} \\
&= \frac{242,6301 \text{ lb/min}}{113,0388 \text{ lb/ft}^3} \\
&= 2,1464 \text{ ft}^3/\text{min} \\
&= 0,0358 \text{ ft}^3/\text{s} \\
&= 16,0564 \text{ gal/min}
\end{aligned}$$

b) Menentukan Ukuran Pipa Diameter Pipa

Untuk aliran turbulen dan direncanakan $Di > 1$ in maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa

$$\begin{aligned}
D_{\text{opt}} &= 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} && (\text{Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus. 1991}) \\
&= 3,9 \times (0,0358 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (113,0388 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
&= 1,6110 \text{ in}
\end{aligned}$$

Dari tabel 10-18 *Properties of Steel Pipe, Perry's Chemical Engineers' Handbook* (Perry, R. H., 1999), dimensi pipa yang digunakan adalah :

Untuk Suction Pipe

$$\text{IPS : 1 in} = 0,0833 \text{ ft}$$

$$\text{SN : 40 ST, 40 S}$$

$$\text{ID : 1,0490 in} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$\text{OD} : 1,3150 \text{ in} = 0,1096 \text{ ft}$$

$$a'' : 0,0060 \text{ ft}^2 = 0,8640 \text{ in}^2$$

Untuk *Discharge Pipe*

$$\text{IPS} : 0,7500 \text{ in} = 0,0625 \text{ ft}$$

$$\text{SN} : 40 \text{ ST}, 40 \text{ S}$$

$$\text{ID} : 0,8240 \text{ in} = 0,0687 \text{ ft}$$

$$\text{OD} : 1,0500 \text{ in} = 0,0875 \text{ ft}$$

$$a'' : 0,0037 \text{ ft}^2 = 0,5342 \text{ in}^2$$

1) Perhitungan Pada *Suction*
Suction velocity, V_s

$$\begin{aligned} V_s &= \frac{Q_f}{a''} \\ &= 5,9623 \text{ ft/s} \\ &= 21.464,3098 \text{ ft/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \frac{V^2}{2 g_c} &= \frac{\left(5,9623 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 32,1740 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}}{\text{lb} \cdot \text{s}^2}} \\ &= 0,5525 \text{ ft} \cdot \text{lbf/lb} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Reynold Number, } N_{\text{Re}} &= \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu} \\ &= \frac{0,0874 \text{ ft} \times 21.464,3098 \frac{\text{ft}}{\text{hr}} \times 113,0388 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{46,5654 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{hr}}} \\ &= 4.554,8671 \end{aligned}$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *Commercial Steel Pipe*

Dari fig. 14-1 (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991), diperoleh :

Equivalent roughness, ε = 0,00015 ft

$$\begin{aligned} \frac{\varepsilon}{D} &= \frac{0,0002 \text{ ft}}{0,0874 \text{ ft}} \\ &= 0,0017 \end{aligned}$$

Pada $N_{\text{Re}} = 323.890,1098$ dan $\varepsilon/D = 0,0017$, dari fig. 14-1 (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991), diperoleh :

fanning factor, $f = 0,0120$

Perhitungan *suction friction loss*

Skin friction loss, H_{fs}

$$H_{fs} = \frac{4 \times f \times Le}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Ismail, S., 1999})$$

Equivalent length dari *fitting* dan *valve* diperoleh dari Tabel II.1 Alat Industri Kimia (Ismail, S., 1999):

Elbow 90° std : 32

Gate valve : 7

Tee : 90

Jadi *equivalent length* dari fitting dan valve = 1 *elbow* 90° std = 32

$$\begin{aligned} L &= L_s + (L_{\text{fitting}} \cdot ID) \\ &= 19,6850 \text{ ft} + (32 \times 0,0874 \text{ ft}) \\ &= 22,4824 \text{ ft} \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} H_{fs} &= \frac{4 \times f \times Le}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \\ &= 5,9714 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times V^2 \quad (\text{Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991})$$

Didapatkan :

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0060 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2} = 0,0060 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \alpha &= 1 \text{ untuk aliran turbulent} \\ A_2/A_1 &= 1 \end{aligned}$$

$$\text{Jika } A_2/A_1 < 0,75, \text{ maka } K_c = 0,4 (1,25 - A_2/A_1)$$

$$\text{Jika } A_2/A_1 > 0,75, \text{ maka } K_c = 0,75 (1 - A_2/A_1)$$

Maka :

$$K_c = 0,75 (1 - A_2/A_1)$$

$$= 0$$

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times V^2$$

$$= 0 \text{ ft.lbf/lb}$$

Fitting dan Valve Friction Loss, H_f

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Ismail, S., 1999})$$

Nilai K_f diperoleh dari Tabel II.2 Alat Industri Kimia, (Ismail, S., 1999):

$$\text{Elbow } 90^\circ \text{ std} : 0,9$$

$$\text{Gate valve} : 0,2$$

$$\text{Tee} : 1,8$$

$$\begin{aligned} \text{jadi nilai } K_f &= 1 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std} + 0 \text{ gate valve} + 0 \text{ tee} \\ &= 1 (0,9) + 0 (0,2) + 0 (1,8) \\ &= 0,9 \end{aligned}$$

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c}$$

$$= 0,4972 \text{ ft.lbf/lb}$$

Total Suction Friction Loss, H_{f suc}

$$\begin{aligned} H_{f \text{ suc}} &= H_{fs} + H_{fc} + H_{ff} \\ &= (5,9714 + 0 + 0,4972) \text{ ft. lbf/lb} \\ &= 6,4686 \text{ ft. lbf/lb} \end{aligned}$$

Perhitungan Suction Head, H_{suc}

Suction head, H_{suc} :

$$\frac{P_a - P_b}{\rho} + \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b) + \frac{V_a^2 - V_b^2}{2g\alpha} = H_f$$

$$Z_a = 2 \text{ m} = 6,5617 \text{ ft}$$

$$Z_b = 0 \text{ m} = 0 \text{ ft}$$

$$\text{Static suction, } Z_s = Z_a - Z_b = 6,5617 \text{ ft}$$

$$g/gc = 1 \text{ lbf/lb}$$

$$\begin{aligned}
 \text{static suction head, } H_s &= \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b) \\
 &= 1 \text{ lbf/lb} \times 6,5617 \text{ ft} \\
 &= 6,5617 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

Pressure head, H_p :

$$P_a = 0,8 \text{ atm} = 11,7568 \text{ psi} = 1.692,9734 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\begin{aligned}
 \frac{P_a}{\rho} &= \frac{1.692,9734 \frac{\text{lbf}}{\text{ft}^2}}{113,0388 \text{ lb/ft}^3} \\
 &= 14,9769 \text{ ft. lbf/lb}
 \end{aligned}$$

Velocity head, H_v

$$V_a - V_b = 0$$

$$H_v = 0 \text{ ft. lbf/lb}$$

Maka :

$$\frac{P_a - P_b}{\rho} + \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b) + \frac{V_a^2 - V_b^2}{2g\alpha} = H_f$$

$$\frac{P_b}{\rho} = \frac{P_a}{\rho} + \frac{g}{gc} (Z_a - Z_b) + \frac{V_a^2 - V_b^2}{2g\alpha} - H_f$$

$$\begin{aligned}
 \frac{P_b}{\rho} &= H_p + H_s + H_{vs} - H_{suc} \\
 &= (14,9769 + 6,5617 + 0 - 0,4693) \text{ ft.lbf/lb} \\
 &= 15,0700 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 P_b &= 15,0700 \text{ ft.lbf/lb} \times 113,0388 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 1.703,4930 \text{ lbf/ft}^2 \\
 &= 11,8298 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Perhitungan Net Positive Suction Head (NPSH)

Vapor Pressure Corection, $H_{p \text{ uap}}$

$$H_{p \text{ uap}} = \frac{P_{uap}}{\rho}$$

$$= \frac{1,7748 \text{ lbf/ft}^2}{113,0388 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,0157 \text{ ft.lbf/lb}$$

Total NPSH $= H_{\text{suc}} - H_{\text{p uap}}$

$$= (15,0700 - 0,0157) \text{ ft.lbf/lb}$$

$$= 15,0543 \text{ ft.lbf/lb}$$

Perhitungan Pada *Discharge*
Discharge velocity, V_d

$$V_d = \frac{Q_f}{a''}$$

$$= \frac{0,0358 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}}}{0,0037 \text{ ft}^2}$$

$$= 9,6425 \text{ ft/s} = 34.713,1694 \text{ ft/hr}$$

$$\frac{V^2}{2 g_c} = \frac{\left(9,6425 \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right)^2}{2 \times 32,1740 \frac{\text{ft} \cdot \text{lb}}{\text{lb} \cdot \text{s}}}$$

$$= 1,4449 \text{ ft.lbf/lb}$$

Reynold Number, $N_{\text{Re}} = \frac{D \cdot V \cdot \rho}{\mu}$

$$= \frac{0,0687 \text{ ft} \times 34.713,1694 \frac{\text{ft}}{\text{hr}} \times 25,7390 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}}{0,1334 \frac{\text{lb}}{\text{ft hr}}}$$

$$= 459.914,2676$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *Commercial Steel Pipe*.

Dari fig. 14-1. (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991), diperoleh :

Equivalent roughness, $\varepsilon = 0,0002 \text{ ft}$

$$\frac{\varepsilon}{D} = 0,0022$$

Pada $N_{\text{Re}} = 2.466.130,0099$ dan $\varepsilon/D = 0,0022$, dari fig. 14-1 (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991), diperoleh :

fanning factor, $f = 0,0060$

Perhitungan *Discharge Friction Loss*

Skin friction loss, H_{fs}

$$H_{fs} = \frac{4 \times f \times L}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad (\text{Ismail, S., 1999})$$

Equivalent length dari fitting dan valve diperoleh dari Tabel II.1 Alat Industri Kimia (Ismail, S., 1999):

Elbow 90° std : 32

Globe valve : 300

Tee : 90

Jadi equivalent length dari fitting dan valve

$$= 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std} + 1 \text{ globe valve}$$

$$= 2 (32) + 1 (300)$$

$$= 364$$

$$L = L_d + (L_{\text{fitting, ID}})$$

$$= 32,8084 \text{ ft} + (364 \times 0,0687 \text{ ft})$$

$$= 57,8031 \text{ ft}$$

Maka,

$$H_{fs} = \frac{4 \times f \times Le}{D} \times \frac{V^2}{2g_c}$$

$$= 0 \text{ ft.lbf/lb}$$

Sudden Contraction Friction Loss, H_{fc}

$$H_{fc} = \frac{K_c}{2\alpha} \times V^2 \quad (\text{Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991})$$

Didapatkan :

$$A_1 = \text{Luas penampang 1} = 0,0037 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = \text{Luas penampang 2,} = 0,0037 \text{ ft}^2$$

$\alpha = 1$ untuk aliran turbulen

$$A_2/A_1 = 1$$

Jika $A_2/A_1 < 0,75$, maka $K_c = 0,4 (1,25 - A_2/A_1)$

Jika $A_2/A_1 > 0,75$, maka $K_c = 0,75 (1 - A_2/A_1)$

Maka :

$$K_c = 0,75 (1 - A_2/A_1)$$

$$= 0$$

$$H_{fc} = 0 \text{ ft. lbf/lb}$$

Fitting dan Valve Friction Loss, H_{ff}

$$H_{ff} = K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \quad (\text{Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991})$$

Nilai K_f diperoleh dari Tabel II.2 Alat Industri Kimia (Ismail, S., 1999):

$$\text{Elbow } 90^\circ \text{ std} : 0,9$$

$$\text{Gate valve} : 10$$

$$\text{Tee} : 1,8$$

$$\begin{aligned} \text{Jadi nilai } K_f &= 2 \text{ elbow } 90^\circ \text{ std} + 1 \text{ gate valve} + 0 \text{ tee} \\ &= 2 (0,9) + 1 (10) + 0 (1,8) \\ &= 11,8 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_{ff} &= K_f \times \frac{V^2}{2 g_c} \\ &= 17,0502 \text{ ft. lbf/lb} \end{aligned}$$

Total Discharge Friction Loss, $H_{f \text{ dis}}$

$$\begin{aligned} H_{f \text{ dis}} &= H_{fs} + H_{fc} + H_{ff} \\ &= (0 + 0 + 17,0502) \text{ ft.lbf/lb} \\ &= 17,0502 \text{ ft.lbf/lb} \end{aligned}$$

Perhitungan Discharge Head, H_{dis}

Discharge head, H_{dis} ;

$$\frac{P_c - P_d}{\rho} + \frac{g}{g_c} (Z_c - Z_d) + \frac{V_c^2 - V_d^2}{2 g_c} = H_f$$

$$Z_c = 0 \text{ m} = 0 \text{ ft}$$

$$Z_d = 9 \text{ m} = 29,5276 \text{ ft}$$

$$\text{Static discharge, DH} = Z_d - Z_c = 29,5276 \text{ ft}$$

$$g/g_c = 1 \text{ lbf/lb}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Static discharge head, } H_{\text{dis}} &= \frac{g}{gc} (Z_d - Z_c) \\
 &= 1 \text{ lbf/lb} \times 29,5276 \text{ ft} \\
 &= 29,5276 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

Pressure head, H_p :

$$P_d = 1,5 \text{ atm} = 22,0439 \text{ psi} = 3.174,3252 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{P_d}{\rho} = 28,0817 \text{ ft.lbf/lb}$$

Velocity head, H_v

$$V_c - V_d = 0$$

$$H_v = 0 \text{ ft. lbf/lb}$$

Maka :

$$\frac{P_c - P_d}{\rho} + \frac{g}{gc} (Z_c - Z_d) + \frac{V_c^2 - V_d^2}{2g\alpha} = H_f$$

$$\frac{P_c}{\rho} = \frac{P_d}{\rho} + \frac{g}{gc} (Z_d - Z_c) + \frac{V_d^2 - V_c^2}{2g\alpha} - H_f$$

$$\frac{P_c}{\rho} = 40,5590 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\begin{aligned}
 P_c &= 40,5590 \text{ ft.lbf/lb} \times 113,0388 \text{ lb/ft}^3 \\
 &= 4.584,7469 \text{ lbf/ft}^2 \\
 &= 31,8385 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Differential Pressure (Total Pump), ΔP

$$\begin{aligned}
 \text{Differential pressure} &= \text{Discharge pressure} + \text{Filter pressure drop} - \text{Suction pressure} \\
 &= 20,0087 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Total Head

$$\begin{aligned}
 \text{Total head} &= \text{Discharge head} - \text{Suction head} \\
 &= 25,4891 \text{ ft.lbf/lb}
 \end{aligned}$$

Effisiensi Pompa, η

$$\text{Kapasitas pompa, } Q_f = 16,0564 \text{ gal/min}$$

Efisiensi pompa diperoleh dari fig. 14-37 (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991) diperoleh:

Effisiensi pompa, $\eta = 41 \%$

Break Horse Power (BHP)

Persamaan Bernoulli :

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g_c} + \Delta H_f \quad (\text{Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991})$$

$$= 25,4891 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{m_f \times W_s}{\eta_p}$$

$$\text{BHP} = 15.083,9336 \text{ ft.lbf/min} = 0,4571 \text{ hp}$$

Required Driver

Dari fig. 14-38, (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991), pada BHP = 0,4571 hp didapat efisiensi motor = 80 %

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{Effisiensi motor}}$$

$$= 0,5714 \text{ HP}$$

Nama	Pompa-01 (L-111)	
Fungsi	Mengalirkan asam sulfat dari F-110 menuju M-130	
Tipe	Centrifugal radial pump	
Temperatur, °C	30	
Densitas, kg/m ³	1.810,7084	
Laju alir massa, kg/jam	6.003,0067	
Viskositas, cp	19,2419	
Tekanan uap, psi	0,0123	
Safety factor, %	10	
Kapasitas pompa, gal/min	16,0564	
Volumetric Flowrate, ft ³ /s	0,0358	
Bagian	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS, in	1	0,75
SN	40 TS, 40 S	40 TS, 40 S
ID, in	1,0490	0,8240
OD, in	1,3150	1,0500
LS, m	6	10
Velocity,ft/s	5,9623	9,6425
Total friction loss, ft. lbf/lb	6,4686	17,0502
Tekanan operasi, psi	11,7568	22,0439
Required motor driver, Hp	0,5714	

Jumlah	2 buah (1 cadangan)
Bahan	<i>Carbon steel</i>

Dari perhitungan yang sama maka untuk pompa selanjutnya dihitung dengan cara analog dengan perhitungan pompa L-111

3. POMPA-02 (L-121)

Nama	Pompa-02 (L-121)	
Fungsi	Mengalirkan produk dari KMI ke M-130	
Tipe	Centrifugal radial pump	
Temperatur, °C	30	
Densitas, kg/m ³	1.810,7084	
Laju alir massa, kg/jam	11096,9779	
Viskositas, cp	0,5136	
Tekanan uap, psi	3,1305	
Safety factor, %	10	
Kapasitas pompa, gal/min	68,4816	
Volumetric Flowrate, ft ³ /s	0,1526	
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
Bagian		
NPS, in	2	1,5
SN	40 TS, 40 S	40 TS, 40 S
ID, in	2,0670	0,8240
OD, in	1,3150	1,6100
LS, m	6	10
Velocity, ft/s	6,5484	10,7905
Total friction loss, ft. lbf/lb	2,7322	21,3516
Tekanan operasi, psi	11,7568	22,0439
Required motor driver, Hp	0,9632	
Jumlah	2 buah (1 cadangan)	
Bahan	<i>Carbon steel</i>	

4. POMPA-03 (L-131)

Nama	Pompa-03 (L-131)	
Fungsi	Mengalirkan produk dari M-130 menuju R-14	
Tipe	Centrifugal radial pump	
Temperatur, °C	72	
Densitas, kg/m ³	604,7101	
Laju alir massa, kg/jam	18467,9834	
Viskositas, cp	5,1611	
Tekanan uap, psi	1,8927	
Safety factor, %	10	
Kapasitas pompa, gal/min	147,9110	
Volumetric Flowrate, ft ³ /s	0,3295	
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
Bagian		
NPS, in	3	2,5
SN	40 TS, 40 S	40 TS, 40 S

ID, in	3,0680	2,4690
OD, in	3,5	2,8750
LS, m	6	10
Velocity, ft/s	6,4239	9,9201
Total friction loss, ft. lbf/lb	1,9597	18,0461
Tekanan operasi, psi	11,7568	22,0439
Required motor driver, Hp	1,7888	
Jumlah	2 buah (1 cadangan)	
Bahan	Carbon steel	

5. POMPA-04 (L-141)

Nama	Pompa-04 (L-141)	
Fungsi	Mengalirkan produk dari DC-01 menuju T-03	
Tipe	Centrifugal radial pump	
Temperatur, °C	72	
Densitas, kg/m ³	838,1298	
Laju alir massa, kg/jam	18467,9834	
Viskositas, cp	0,4752	
Tekanan uap, psi	160,7328	
Safety factor, %	10	
Kapasitas pompa, gal/min	106,7177	
Volumetric Flowrate, ft ³ /s	0,3295	
Bagian	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
NPS, in	2,5	2
SN	40 TS, 40 S	40 TS, 40 S
ID, in	2,4690	2,0670
OD, in	2,8750	2,3750
LS, m	6	10
Velocity, ft/s	7,1574	10,2046
Total friction loss, ft. lbf/lb	1,7321	19,0960
Tekanan operasi, psi	11,7568	22,0439
Required motor driver, Hp	1,0431	
Jumlah	2 buah (1 cadangan)	
Bahan	Carbon steel	

6. POMPA-05 (L-152)

Nama	Pompa-05 (L-152)	
Fungsi	Mengalirkan produk dari A-155 menuju M-130	
Tipe	Centrifugal radial pump	
Temperatur, °C	200	
Densitas, kg/m ³	556,8603	
Laju alir massa, kg/jam	9706,4814	
Viskositas, cp	0,0839	
Tekanan uap, psi	585,8200	
Safety factor, %	10	
Kapasitas pompa, gal/min	84,4197	
Volumetric Flowrate, ft ³ /s	0,1881	

	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
Bagian	2,5	2
NPS, in	40 TS, 40 S	40 TS, 40 S
SN	2,6350	2,0670
ID, in	2,8750	2,3750
OD, in	6	10
LS, m	4,9667	8,0724
Velocity, ft/s	0,8949	11,9497
Total friction loss, ft. lbf/lb	0,7348	7,3480
Tekanan operasi, psi		
Required motor driver, Hp	0,9421	
Jumlah	2 buah (1 cadangan)	
Bahan	Carbon steel	

7. POMPA-06 (L-153)

Nama	Pompa-06 (L-153)	
Fungsi	Mengalirkan produk dari E-156 menuju R-160	
Tipe	Centrifugal radial pump	
Temperatur, °C	250	
Densitas, kg/m ³	976,2332	
Laju alir massa, kg/jam	8761,5020	
Viskositas, cp	0,8735	
Tekanan uap, psi	0,4980	
Safety factor, %	10	
Kapasitas pompa, gal/min	43,4664	
Volumetric Flowrate, ft ³ /s	0,0968	
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
Bagian	1,5	1,25
NPS, in	40 TS, 40 S	40 TS, 40 S
SN	1,6100	1,3800
ID, in	1,9000	1,6600
OD, in	6	10
LS, m	6,8489	9,3119
Velocity, ft/s	3,2230	15,9009
Total friction loss, ft. lbf/lb	1,4696	7,3480
Tekanan operasi, psi		
Required motor driver, Hp	0,5592	
Jumlah	2 buah (1 cadangan)	
Bahan	Carbon steel	

8. POMPA-07 (L-171)

Nama	Pompa-07 (L-171)	
Fungsi	Mengalirkan produk dari DC-01 menuju T-03	
Tipe	Centrifugal radial pump	
Temperatur, °C	30	
Densitas, kg/m ³	1022,8753	
Laju alir massa, kg/jam	29730,7715	
Viskositas, cp	0,8150	

Tekanan uap, psi	0,6162	
Safety factor, %	10	
Kapasitas pompa, gal/min	140,7706	
Volumetric Flowrate, ft ³ /s	0,3136	
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
Bagian		
NPS, in	3	2,5
SN	40 TS, 40 S	40 TS, 40 S
ID, in	3,0680	2,4690
OD, in	3,5000	2,8750
LS, m	6	10
Velocity, ft/s	6,1138	8,2820
Total friction loss, ft. lbf/lb	1,3278	12,5781
Tekanan operasi, psi	11,7568	22,0439
Required motor driver, Hp	2,1837	
Jumlah	2 buah (1 cadangan)	
Bahan	Carbon steel	

9. POMPA-08 (L-172)

Nama	Pompa-08 (L-172)	
Fungsi	Mengalirkan produk dari DC-01 menuju T-03	
Tipe	Centrifugal radial pump	
Temperatur, °C	30	
Densitas, kg/m ³	1099,1754	
Laju alir massa, kg/jam	31308,1681	
Viskositas, cp	0,8388	
Tekanan uap, psi	0,5851	
Safety factor, %	10	
Kapasitas pompa, gal/min	137,9491	
Volumetric Flowrate, ft ³ /s	0,3074	
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
Bagian		
NPS, in	3	2,5
SN	40 TS, 40 S	40 TS, 40 S
ID, in	3,0680	2,4690
OD, in	3,5000	2,8750
LS, m	6	10
Velocity, ft/s	5,9913	9,2520
Total friction loss, ft. lbf/lb	1,3611	15,6971
Tekanan operasi, psi	11,7568	22,0439
Required motor driver, Hp	2,0436	
Jumlah	2 buah (1 cadangan)	
Bahan	Carbon steel	

10. POMPA-09 (L-161)

Nama	Pompa-08 (L-161)	
Fungsi	Mengalirkan produk dari R-160 menuju D-180	
Tipe	Centrifugal radial pump	

Temperatur, °C	30	
Densitas, kg/m ³	1101,8663	
Laju alir massa, kg/jam	39420,1399	
Viskositas, cp	1,1163	
Tekanan uap, psi	0,4784	
Safety factor, %	10	
Kapasitas pompa, gal/min	173,2677	
Volumetric Flowrate, ft ³ /s	0,3860	
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
Bagian		
NPS, in	3	2,5
SN	40 TS, 40 S	40 TS, 40 S
ID, in	3,0680	2,4690
OD, in	3,5000	2,8750
LS, m	6	10
Velocity, ft/s	7,5252	11,6208
Total friction loss, ft. lbf/lb	2,2827	24,7638
Tekanan operasi, psi	11,7568	22,0439
Required motor driver, Hp	1,7287	
Jumlah	2 buah (1 cadangan)	
Bahan	Carbon steel	

11. POMPA-10 (L-181)

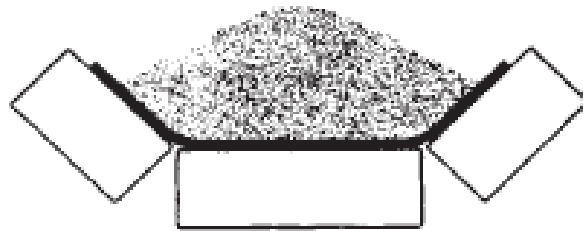
Nama	Pompa-010 (L-181)	
Fungsi	Mengalirkan produk dari D-180 menuju F-190	
Tipe	Centrifugal radial pump	
Temperatur, °C	60	
Densitas, kg/m ³	1131,8812	
Laju alir massa, kg/jam	6313,1313	
Viskositas, cp	1,9451	
Tekanan uap, psi	0,3162	
Safety factor, %	10	
Kapasitas pompa, gal/min	27,0130	
Volumetric Flowrate, ft ³ /s	0,0602	
	<i>Suction</i>	<i>Discharge</i>
Bagian		
NPS, in	1,5	1,25
SN	40 TS, 40 S	40 TS, 40 S
ID, in	1,6100	1,3800
OD, in	1,9000	1,6600
LS, m	5	5
Velocity, ft/s	4,2564	5,7870
Total friction loss, ft. lbf/lb	1,3274	24,7638
Tekanan operasi, psi	11,7568	22,0439
Required motor driver, Hp	0,7561	
Jumlah	2 buah (1 cadangan)	
Bahan	Carbon steel	

12. BELT CONVEYOR (J-123)

Fungsi : Mengangkut bahan baku menuju Bucket Elevator J-134

Tipe : *Througed belt on 20° idlers*

Gambar :



Data Desain :

➤ Laju alir massa, $W = 6.003,0067 \text{ kg/jam}$

Faktor keamanan = 20 %

- Kapasitas *Belt*

➤ Kapasitas *Belt* = $(100\% + 20\%) \times 7.203,6081 \text{ kg/jam}$
= 7,2036 ton/jam

Ukuran *Belt*

Untuk kapasitas diatas diambil dari Tabel 21-7 *Belt-Conveyor Data for Troughed Antifriction Idlers*, *Perry's Chemical Engineering Handbook* hal 21-11, dipilih *Belt Conveyor* dengan spesifikasi sbb :

Tipe = *Inclined Belt Conveyor*

Lebar *belt* = 14 in

Tebal *belt* = 3 in

Kecepatan *belt* = 200 ft/min

Panjang *belt* = 10 m = 32,8084 ft

Sudut elevasi = 20°

Power triper = 2 Hp

Bahan konstruksi = Polimer

Power yang dibutuhkan

Untuk menghitung Hp *Belt Conveyor* dipakai persamaan:

$$Hp = TPH (H * 0,002 + V * 0,001) * C$$

Dimana :

$$THP = \text{kapasitas belt} = 7,2036 \text{ ton/jam}$$

$$H = \text{panjang belt} = 32,8084 \text{ ft}$$

$$V = \text{tinggi belt} = 6 \text{ m} = 19,6850 \text{ ft}$$

$$C = \text{faktor material} = 2,5 \quad (\text{tab. 16-6, Badger})$$

$$Power = TPH (H * 0,002 + V * 0,001) * C$$

$$= 0,1536 \text{ Hp}$$

$$Power \text{ untuk tripper} = 2 \text{ Hp}$$

$$Power \text{ total} = 2,1536 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80 \%$$

$$Power = 2,6920 \text{ Hp}$$

Maka diambil *power* sebesar 2,6920 Hp

IDENTIFIKASI		
Nama Alat	<i>Belt Conveyor</i>	
Kode Alat	J-123	
Jumlah	1 buah	
Fungsi	Mengangkut bahan baku menuju Bucket Elevator J-134	
DATA DESAIN		
Tipe	<i>Througed belt on 20° idlers</i>	
Temperature <i>Desain</i>	30	°C
Tekanan <i>Desain</i>	1	atm
Kapasitas	7,2036	ton/jam
DATA MEKANIK		
Lebar <i>belt</i>	14	in
Tebal <i>belt</i>	3	in
Kecepatan <i>belt</i>	200	ft/min
Panjang <i>belt</i>	32,8084	ft

Sudut elevasi	20°	
Power	2,6920	Hp
Bahan konstruksi	Polimer	

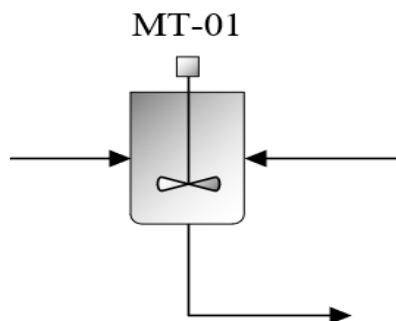
13. MIXING TANK (MT-01)

Fungsi : Mencampurkan katalis rhodium dengan promotor katalis metil iodida

Tipe : Silinder vertical dengan ellipsoidal *head*

Bahan: *Stainless Steel*

Gambar :



Kondisi Operasi :

- Temperatur : 30 °C
- Tekanan : 1 atm

A. Menentukan Kapasitas

Lama persediaan = 1 jam

Laju alir massa = 18.467,9834 kg/jam

Densitas *liquid* (ρ_L) = 604,7101 kg/m³

Viskositas *liquid* (μ_L) = 0,0052 kg/m s

Volumetrik *flowrate* = $\frac{\text{laju alir massa}}{\text{densitas}}$

= 30,5402 m³/jam

Untuk menentukan volume mixer kontinyu

Volume mixer (V) = Q x t

Dimana : t = waktu tinggal dalam mixer

$$t = 10 \text{ menit} = 0.1667 \text{ jam}$$

$$\text{Maka, } V = 5,0900 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan, } f = 20 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total, } V_{\text{total}} &= (100 \% + 20 \%) \times 5,0900 \text{ m}^3 \\ &= 6,1080 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

B. Menentukan Tipe Pengaduk

Menurut R. E. Treybal (1980) (*hal.146*), untuk operasi *mass transfer*, dan menurut Warren L. McCabe (*operasi Teknik Kimia, hal 229*) untuk jangkauan viskositas yang cukup luas, maka jenis pengaduk yang biasanya digunakan secara umum adalah jenis “**six blade open turbine 45 °**”

C. Menentukan Konfigurasi Mixer

Konfigurasi tangki yang digunakan adalah *Brooke dan Sue (Holland and Chapman, “Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank”, p-160)*

- Ratio tinggi *liquid* terhadap diameter tangki : $H_L/D_T = 1,8$
- Ratio diameter impeller terhadap diameter tangki : $D_i/D_T = 0,2$
- Ratio lebar *baffle* terhadap diameter tangki : $W_b/D_T = 0,1$
- Ratio tinggi impeller dari dasar tangki terhadap diameter tangki : $H_i/D_T = 0,3$
- Tipe impeller yang digunakan adalah Disk flate turbine
- Ratio lebar pengaduk terhadap diameter impeller : $g/D_i = 0,2$
- Ratio panjang blade pengaduk terhadap diameter impeller : $r/D_i = 0,25$
- Posisi *baffle* dari dinding tangki : $r_b = D_i/48$

Perhitungan :

➤ Diameter Tangki (D_T)

- Volume silinder (V_S)

$$V_S = \frac{1}{4} \pi D_T^2 H_S$$
- Volume ellipsoidal bagian bawah (V_E)

$$V_E = \frac{1}{24} \pi D_T^3$$

$$h = \frac{1}{4} D_T$$
- Tinggi tangki (H_T)

$$H_T = H_S + 2h$$

$$2 D_T = H_S + 2.(\frac{1}{4} D_T)$$

$$H_s = 1.5 D_T$$

- Volume tangki total (V_T)

$$V_T = V_s + 2 V_e$$

$$= \frac{1}{4} \pi D_T^2 H_s + (2) \frac{1}{24} \pi D_T^3$$

$$= \frac{1}{4} \pi D_T^2 (1.5 D_T) + \frac{1}{12} \pi D_T^3$$

$$= \frac{11}{24} \pi D_T^3$$

- Diameter tangki (D_T)

$$D_T = \left(\frac{24}{11} \times \frac{V_T}{\pi} \right)^{1/3}$$

$$D_T = 1,6191 \text{ m}$$

➤ Tinggi Tangki (H_s)

$$\text{Tinggi silinder} : H_s = 1,5 D_T = 2,4286 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tutup} : h = 0,25 D_T = 0,4048 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total tangki} : H_T = H_s + 2h = 3,2381 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi liquid} : H_L = 1,8 D_T = 2,9143 \text{ m}$$

$$\text{Diameter impeller} : D_i = 0,2 D_T = 0,3238 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi impeller} : H_i = 0,3 D_T = 0,4857 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle} : W_b = 0,1 D_T = 0,1619 \text{ m}$$

$$\text{Lebar baffle pengaduk} : g = 0,2 D_i = 0,0648 \text{ m}$$

$$\text{Panjang blade pengaduk} : r = 0,25 D_i = 0,0810 \text{ m}$$

$$\text{Posisi baffle dari dinding tangki, } r_b = D_T/48 = 0,0337 \text{ m}$$

D. Tebal Tangki

$$\text{Tebal tangki, } t = \frac{P \cdot r_i}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Tabel 4, hal 537, Peters and Timmerhaus})$$

Dimana :

$$P = \text{Tekanan design} = 1 \text{ atm} = 14.6960 \text{ psi}$$

$$r_i = \text{jari-jari vessel} = 0,8095 \text{ m} = 31,8713 \text{ in}$$

$$S = \text{Working stress allowable} = 13.700 \text{ psi} \quad (\text{tabel 4, Peter, hal538})$$

$$E = \text{Joint efisiensi} = 0,85 \quad (\text{tabel 4, Peter, hal538})$$

$$C = \text{Korosi maksimum} = 0.015 \text{ in} \quad (\text{tabel 6, Peter, hal538})$$

Maka :

$$t = 0,0553 \text{ in}$$

$$= 0,0014 \text{ m}$$

$$ID = 1,6191 \text{ m}$$

$$OD = 2t + ID$$

$$= 1,6219 \text{ m}$$

E. Menentukan Jumlah Pengaduk

$$n = \frac{H_L + SPGR}{Dt}$$

$$H_L = 7,2629 \text{ m}$$

$$SPGR = 0,2893$$

$$Dt = 4,0350$$

Maka, jumlah pengaduk yang dibutuhkan

$$n = 0,0551 = 1 \text{ buah impeller}$$

F. Menentukan Kecepatan Putaran Pengaduk

$$N = \left(1,22 \times 1,25 \frac{Dt}{Di} \right) \times \left(\frac{\sigma}{\rho} \right)^{0,25} \quad (\text{Pers. 6.18 R. E. Treyball, 1980})$$

Dimana,

$$Dt = \text{Diameter tangki} = 1,6191 \text{ m}$$

$$Di = \text{Diameter impeller} = 0,3238 \text{ m}$$

$$\sigma = \text{Tegangan permukaan} = 0,0276 \text{ N/m}$$

$$\rho = \text{densitas campuran} = 604,7101 \text{ kg/m}^3$$

Maka, kecepatan putaran pengaduk

$$N = \left(1,22 \times 1,25 \frac{4,0350 \text{ m}}{0,8070 \text{ m}} \right) \times \left(\frac{0,0276 \text{ N/m}}{18,8805 \text{ kg/m}^3} \right)^{0,25}$$

$$N = 0,6267 \text{ rps}$$

$$= 37,6038 \text{ rpm}$$

G. Menentukan Tenaga Pengaduk

$$\text{Bilangan Reynolds, } N_{Re} = \frac{\rho_L N D i^2}{\mu_L} \quad (\text{Fig. 6.5., R. E. Treyball, 1980})$$

$$\text{Dimana : } \rho_L = 604,7101 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu_L = 0,0420 \text{ kg/m s}$$

$$N_{Re} = 945,2920$$

Tenaga pengaduk :

Dari *Figure. 6.5 Power for agitation impellers immersed in single phase liquid, baffled vessels with a gas-liquid surface*, R. E. Treybal (1980) hal 152 didapat, $P = 3,5$

$$P = \frac{P_o \rho_L N^3 D i^5}{g_c}$$

$$P = 1,8549 \text{ J/s}$$

$$= 0,0025 \text{ Hp}$$

Dari *Figure.14.38 Efficiencies of three-phase motor*, Peter hal 521, untuk Brake Horse Power sebesar 0,0025 Hp didapat efisiensi motor yaitu 80 %.

Sehingga tenaga pengaduk yang dibutuhkan sebesar $= 0,0031 \text{ Hp}$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Mixing Tank
Kode Alat	MT-01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Mencampurkan bahan baku dan katalis
DATA DESAIN	
Tipe	Silinder vertical dengan ellipsoidal head
Temperatur Desain	30 °C
Tekanan Desain	1 Atm
Kapasitas	6,1080 m ³
DATA MEKANIK	

Tipe pengaduk	<i>Disk flate blade turbine</i>
Diameter <i>vessel</i>	1,6191 m
Tinggi silinder	2,4286 m
Tinggi tutup	0,4048 m
Tinggi total tangki	3,2381 m
Tinggi liquid	2,9143 m
Diameter impeller	0,3238 m
Tinggi impeller	0,4857 m
Lebar baffle	0,1619 m
Lebar baffle pengaduk	0,1614 m
Panjang blade pengaduk	0,0648 m
Posisi baffle dari dinding tangki	0,0810 m
Tebal tangki	0,0014 m
Kecepatan putaran pengaduk	37,6038 rpm
Tenaga pengaduk	0,0031 Hp
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i>

Dari perhitungan yang sama maka untuk *mixing tank* selanjutnya dihitung dengan cara analog dengan perhitungan MT-01

14. MIXING TANK (MT-02)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Mixing Tank
Kode Alat	MT-02
Jumlah	1 buah
Fungsi	Mencampurkan bahan penetral
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder vertical dengan ellipsoidal head</i>

Temperatur Desain	30 °C
Tekanan Desain	1 Atm
Kapasitas	5,6326 m ³

DATA MEKANIK	
Tipe pengaduk	<i>Disk flate blade turbine</i>
Diameter <i>vessel</i>	1,5759 m
Tinggi silinder	2,3639 m
Tinggi tutup	0,3940 m
Tinggi total tangki	3,1518 m
Tinggi liquid	2,8366 m
Diameter impeller	0,3152 m
Tinggi impeller	0,4728 m
Lebar baffle	0,1576 m
Lebar baffle pengaduk	0,0630 m
Panjang blade pengaduk	0,0788 m
Posisi baffle dari dinding tangki	0,0328 m
Tebal tangki	0,0014 m
Kecepatan putaran pengaduk	32,2941 rpm
Tenaga pengaduk	0,0036 Hp
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i>

15. TANGKI-01 (T-01)

Fungsi	: Untuk menampung bahan baku asam sulfat
Tipe	: Silinder vertikal dengan <i>Ellipsoidal Head</i>
Bahan Konstruksi	: <i>Stainless Steel</i>

Gambar :

a) Data-data

Temperatur, T	: 30 °C
Tekanan, P	: 1 atm
Laju alir, Ws	: 1.367,9988 kg/jam
Densitas, ρ	: 1.810,7084 kg/m ³
Faktor keamanan, f	: 10 %
Lama penyimpanan	: 7 hari
Jumlah	: 1

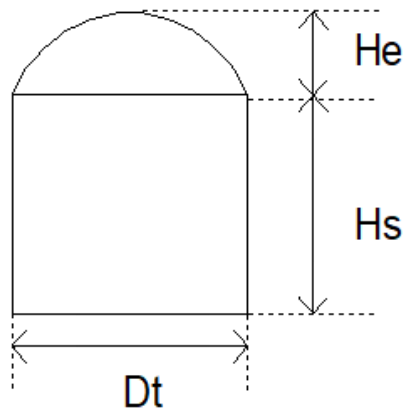
b) Kapasitas Tangki, Vt

$$V_t = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \times \text{lama persediaan}$$

$$V_t = 126,9248 \text{ m}^3$$

Kapasitas dalam satu tangki :

$$V_{t(1 \text{ tangki})} = \frac{V_t'}{n \text{ tangki'}}$$



$$= \frac{126,9248 \text{ m}^3}{1 \text{ tangki}}$$

$$= 126,9248 \text{ m}^3$$

Volume tangki, V_t

$$= (1 + \text{faktor keamanan}) \times V_t$$

$$= (100\% + 10\%) \times 126,9248 \text{ m}^3$$

$$= 139,6173 \text{ m}^3$$

c) Diameter Tangki, D_t

Volume bagian silinder, V_s

$$V_s = \pi r^2 H$$

$$H = 3/2 D$$

$$= \pi \left(\frac{D}{2} \right)^2 \left(\frac{3}{2} D \right)$$

$$= \frac{3}{8} \pi D^3$$

Volume Ellipsoidal bagian head, V_h

$$V_h = \pi/24 \times D^3$$

$$h = 1/4 D \quad (\text{Tabel 4, Peter, hal 538})$$

$$V_h = 0.1308 D^3$$

Jadi,

$$V_t = V_s + V_h$$

$$V_t = 1.1775 D^3 + 0.1308 D^3$$

$$V_t = 1.3083 D^3$$

Maka, Diameter tangki (D_t)

$$D_t = \left(\frac{V_t}{1,3084} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$D_t = 5,2039 \text{ m}$$

d) Tinggi Tangki, H_t

Tinggi Silinder

$$H = \frac{3}{2} D_t$$

$$H = 7,8059 \text{ m}$$

Tinggi Ellipsoidal Head, h

$$h = \frac{1}{4}Dt$$

$$h = 1,3010 \text{ m}$$

Tinggi Tangki Total, Ht

$$H_t = H + h$$

$$= 9,1068 \text{ m}$$

e) Tebal Dinding Tangki Shell, t

$$t = \left(\frac{Pri}{(SE - 0,6P)} \right) + C \quad (\text{Tabel 4, Peters and Timmerhaus})$$

Keterangan:

$$P = \text{Tekanan desain} = 14,6959 \text{ psi}$$

$$r = \text{Jari-jari vessel} = 102,4392 \text{ in}$$

$$S = \text{Working stress allowable} = 13.700 \text{ psi} \quad (\text{Tabel 4, Peters})$$

$$E = \text{Joint efficiency} = 0,85 \quad (\text{Tabel 4, Peters})$$

$$C = \text{Korosi maksimum} = 0,015 \text{ in} \quad (\text{Tabel 6, Peters})$$

Maka tebal dinding :

$$t = \left(\frac{P \times r}{(S \times E - 0,6 \times P)} \right) + C$$

$$= 0,0037 \text{ m}$$

f) Outside diameter, OD

$$OD = Dt + 2t$$

$$= 5,2112 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Tangki
Kode Alat	T – 01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Untuk menampung bahan baku asam sulfat
DATA DESAIN	
Tipe	Silinder Vertikal dengan <i>Ellipsoidal Head</i>
Tekanan desain	1 atm
Kapasitas	139,6173 m ³
DATA MEKANIK	
Diameter vessel	5,2039 m
Tinggi vessel	9,1068 m
Tebal dinding vessel	0,0037 m
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel</i>
Lama Penyimpanan	7 hari

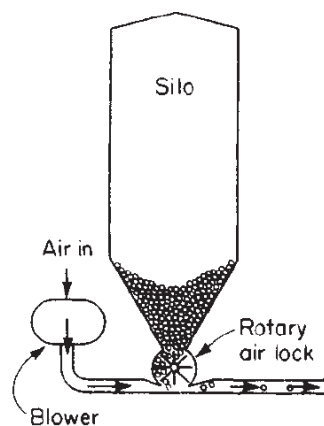
16. SILO TANK-01 (ST-01)

Fungsi : Untuk menampung produk

Tipe : Silinder vertikal dengan alas kerucut

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel*

Gambar :



- **Data-data**

Temperatur, T : 30 °C

Tekanan, P : 1 atm

Laju alir, Ws : 6.313,1313 kg/jam

Densitas, ρ : 1.131,8812 kg/m³

Faktor keamanan, f : 10 %

Lama penyimpanan : 30 hari

Jumlah : 1

- **Kapasitas Tangki, Vt**

$$V_t = \frac{\text{Laju alir massa}}{\rho} \times \text{lama persediaan}$$

$$= \frac{6.313,1313 \text{ kg/jam}}{1.131,8812 \text{ kg/m}^3} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 30 \text{ hari}$$

$$= 4.015,8406 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume tangki, } V_t = (1 + f) \times V_t$$

$$= (100\% + 10\%) \times 4.015,8406 \text{ m}^3$$

$$= 4.417,4247 \text{ m}^3$$

- **Diameter Tangki**

Volume bagian silinder, Vs

$$V_s = (\pi \times r^2 \times H)$$

$$H = 2 D$$

$$= (\pi \times (1/2 D)^2 \times 2 D)$$

$$= 1,5700 D^3$$

Volume bagian Kerucut, Vk

$$V_k = 0,2616 h (D^2 + Dd + d^2)$$

$$h = [(D - d) / 2] \tan \theta$$

$$\theta = 60^\circ$$

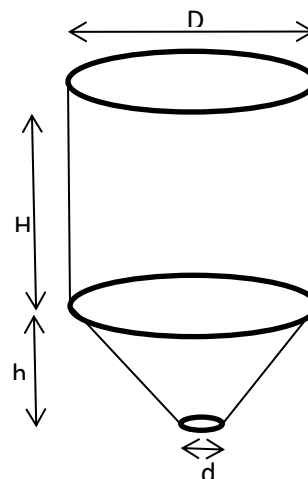
$$h = 0,8660 (D - d)$$

$$d = 6 \text{ in}$$

$$= 0,1524 \text{ m}$$

$$h = 0,8660 (D - d)$$

$$h = 0,8660 (D - 0,1524)$$



$$h = 0.8660 D - 0,1320$$

$$V_k = 0,3021 D^3 - 0,0035$$

Jadi,

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + V_k \\ &= 1,5700 D^3 + 0,3021 D^3 - 0,0035 \\ &= 1,8721 D^3 - 0,0035 \end{aligned}$$

$$D_t = \left(\frac{V_t + 28,3168}{1,8721} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$\begin{aligned} D_t &= 13,3415 \text{ m} \\ &= 525,2564 \text{ in} \end{aligned}$$

- **Tinggi Tangki, Ht**

$$\text{Tinggi Silinder} = H = 2 D = 26,6830 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi kerucut} = h = 0,8660 D - 0,1320 = 11,4217 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H_t &= H + h \\ &= 38,1048 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Tebal dinding tangki, t**

$$t = \frac{P \cdot r_i}{SE - 0,6P} + C \quad (\text{Tabel 4, hal 537, Peters and Timmerhaus})$$

Dimana :

$$P = \text{Tekanan design} = 1 \text{ atm} = 14.6960 \text{ psi}$$

$$r_i = \text{jari-jari vessel} = 262,6282 \text{ in}$$

$$S = \text{Working stress allowable} = 13,700 \text{ psi (tabel 4, Peter, hal 538)}$$

$$E = \text{Joint efisiensi} = 0,85 \quad (\text{tabel 4, Peter, hal 538})$$

$$C = \text{Korosi maksimum} = 0,015 \text{ in} \quad (\text{tabel 6, Peter, hal 538})$$

Maka :

$$\begin{aligned} t &= 0,3467 \text{ in} \\ &= 0,0088 \text{ m} \end{aligned}$$

- **Outside diameter, OD**

$$OD = D + 2t$$

$$= 13,3591 \text{ m}$$

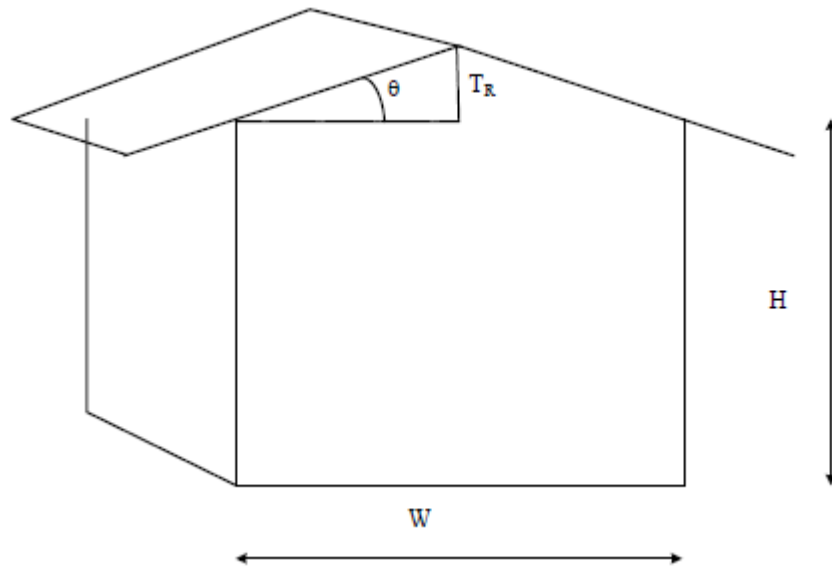
IDENTIFIKASI	
Nama Alat	<i>Silo tank</i>
Kode Alat	ST-01
Jumlah	1 buah
Fungsi	Untuk menampung produk
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Silinder vertical</i> dengan alas kerucut
Temperatur Desain	30 °C
Tekanan Desain	1 Atm
Kapasitas	4.417,4247 m ³
DATA MEKANIK	
Diameter <i>vessel</i>	13,3415 m
Tinggi <i>vessel</i>	38,1048 m
Tebal dinding <i>vessel</i>	0,0088 m
Bahan konstruksi	<i>Stainless Steel</i>

17. STORAGE (F-120)

Fungsi : Menyimpan bahan baku asam salisilat

Tipe : Gudang persegi

Gambar :



Kondisi operasi :

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

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

Bahan :

Dasar : Beton

Tiang : Baja

Atap : Asbes

1. Mencari Volume Storage

$$W = 6.003,0067 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Waktu penyimpanan} = 7 \text{ hari}$$

$$W_{\text{total}} = W \times \text{waktu penyimpanan}$$

$$= 1.008.505,1295 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas Komponen} = 1.440,1000 \text{ kg/m}^3$$

$$V = W / \rho$$

$$= 700,3022 \text{ m}^3$$

$$\text{Safety Factor} = 20\%$$

$$V_{\text{total}} = 840,3626 \text{ m}^3$$

2. Menentukan Dimensi Storage

$$V = W \cdot L \cdot H$$

$$W = \text{Lebar storage}$$

$$L = \text{Panjang storage}$$

$$H = \text{Tinggi Storage}$$

Diinginkan :

$$L = 3W$$

$$H = W$$

$$\text{Maka, } V = W + 3W + W$$

$$546,0209 \text{ m}^3 = 3W^3$$

$$W^3 = 280,1209 \text{ m}^3$$

$$W = 6,5431 \text{ m}$$

$$L = 3W$$

$$L = 19,6292 \text{ m}$$

$$H = W$$

$$= 6,5431 \text{ m}$$

3. Menentukan Dimensi atap Storage

$$L = 19,6292 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi atap} = L - W$$

$$= 13,0861 \text{ m}$$

Dengan menggunakan prinsip pythagoras, maka :

$$\text{Panjang atap}^2 = \text{Tinggi atap}^2 + 1/2 \text{ Lebar storage}^2$$

$$\text{Panjang atap}^2 = 181,9502 \text{ m}^2$$

Panjang atap = 13,4889 m

Panjang atap total = 2sisi x 26,9778 m

= 30,9778 m

Diinginkan panjang atap berlebih masing-masing sisi 2 m, maka

Panjang atap total = 4m + 26,9778 m

= 30,9778 m

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Storage
Kode Alat	F-120
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menyimpan bahan baku asam salisilat
DATA DESAIN	
Tipe	Gudang persegi
Temperature design	30 °C
Tekanan design	1 atm
Kapasitas	840,3626 m ³
DATA MEKANIK	
Dimensi Storage :	
Lebar	6,5431 m
Panjang	19,6292 m
Tinggi	6,5431 m
Dimensi Atap	
Lebar	6,5431 m
Panjang	30,9778 m
Tinggi	13,0861 m
Lama Penyimpanan	7 Hari

Bahan konstruksi

Beton, Baja, Asbes

Dari perhitungan yang sama maka untuk *storage tank* selanjutnya dihitung dengan cara analog dengan perhitungan F-120

18. STORAGE (F-192)

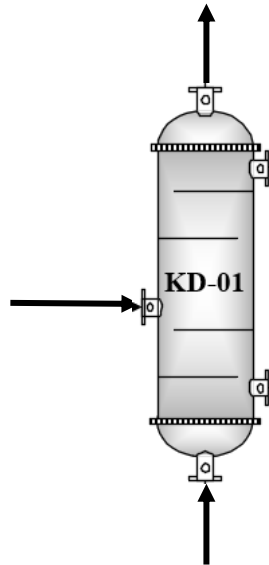
IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Storage
Kode Alat	F-192
Jumlah	1 buah
Fungsi	Menyimpan bahan baku asam salisilat
DATA DESAIN	
Tipe	Gudang persegi
Temperature design	30 °C
Tekanan design	1 atm
Kapasitas	1.091,3269 m ³
DATA MEKANIK	
Dimensi Storage :	
Lebar	7,1386 m
Panjang	21,4157 m
Tinggi	7,1386 m
Dimensi Atap	
Lebar	7,1386 m
Panjang	33,4331 m
Tinggi	14,2771 m
Lama Penyimpanan	7 Hari
Bahan konstruksi	Beton, Baja, Asbes

19. KOLOM DISTILASI

Fungsi : Untuk memurnikan sebagian produk utama dari komponen lainnya

Bentuk : Single Cross Flow Sieve Tray Column

Gambar :



IDENTIFIKASI				
Nama Alat	Kolom Destilasi			
Jenis	Single Cross Flow Sieve Tray Column			
Jumlah	1 buah			
Operasi	Kontinyu			
Fungsi	Untuk memurnikan sebagian produk utama dari komponen lainnya			
DATA DESAIN				
	Top		Bottom	
Tekanan	0,0938	atm	0,2741	Atm
Temperatur	175,0000	°C	250,0000	°C
KOLOM				
	Top		Bottom	
Diameter	2,9459	m	2,9459	m
Tray spacing	0,5000	m	0,5000	m
Jumlah tray	3,1864	buah	3,3594	buah
Tebal	0,0079	m	0,0084	m
Tinggi kolom	4,5045 m			

Material

Carbon steel SA-285

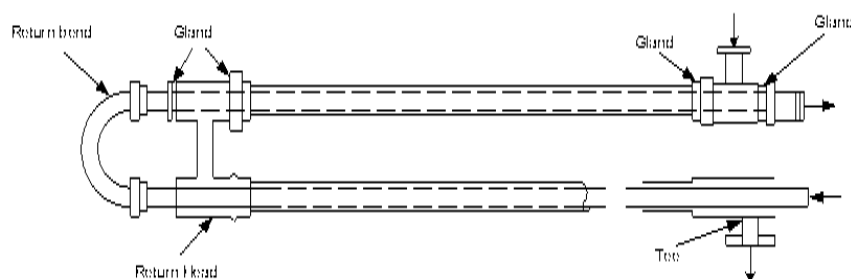
	PLATE	
	Top	Bottom
Downcomer area	0,8175 m ²	0,8175 m ²
Active area	5,1776 m ²	5,1776 m ²
Hole Diameter	5 mm	5 mm
Hole area	0,5178 m ²	0,5178 m ²
Panjang weir	2,2389 m	2,2389 m
Plate thickness	5 mm	5 mm
Pressure drop per tray	111,2259 mmH ₂ O	111,2259 mmH ₂ O
Tipe aliran cairan	Single pass	Single pass
Jumlah hole	26.383 buah	26.383 buah

20. HEATER (E-132)

Fungsi : Menaikkan temperatur umpan

Bentuk : Vaporizer jenis double pipe heat exchanger

Gambar :



Fluida Panas: Steam

Flowrate, W1 = 863,2993 kg/hr = 1903,2469 lb/hr

T1 = 200,0000 C = 392,0000 F

T2 = 200,0000 C = 392,0000 F

Fluida Dingin: Produk

Flowrate, W2 = 18467,9834 Kg/hr = 40714,8855 lb/hr

t1 = 30,0000 C = 86,0000 F

t2 = 72,0000 C = 161,6000 F

Perhitungan Design Sesuai dengan Literatur pada Kern

1. Beban Panas Cooler

$$Q = 1531320,2588 \text{ kJ/hr} = 1451432,8122 \text{ Btu/hr}$$

2. LMTD

Fluida Panas				Fluida Dingin		Selisih
T ₁	=	392,00	Suhu Tinggi	t ₁	= 161,6	230,4
T ₂	=	392,00	Suhu Rendah	t ₂	= 86,0	306,00
selisih						-75,60

$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2 / \Delta t_1)} \\ \text{Dt} &= 266,4147 \text{ F} \\ \text{Ft} &= 1,00 \\ \text{Dt} &= 266,4147 \text{ F} \\ \text{Tc} &= T_{\text{avg}} = 0,5 (392 + 392) = 392,00 \text{ F} \\ \text{tc} &= t_{\text{avg}} = 0,5 (245,8 + 86) = 123,80 \text{ F} \\ \\ \text{Tc} &= T_{\text{avg}} = 0,5 (392 + 392) = 392,00 \text{ F} \\ \text{tc} &= t_{\text{avg}} = 0,5 (245,8 + 86) = 123,80 \text{ F} \end{aligned}$$

Trial UD

$$\text{- Asumsi UD} = 100 \text{ Btu/jam ft F}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U \Delta T} \\ A &= 54,4802 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena $A < 200 \text{ ft}^2$, maka direncanakan menggunakan Double Pipe Heat Exchanger dengan klasifikasi sebagai berikut (dari tabel 11, Kern):

Annulus			Inner		
IPS	=	6	IPS	=	3
Sch. No	=	40 inch	Sch. No.	=	40 inch
OD	=	6,625 inch	OD	=	3,5 inch
ID	=	6,065 inch	ID	=	3,068 inch
a"	=	1,734 ft ²	a"	=	0,917 ft ²

Annulus: Fluida Dingin

Flow area, a_a

$$D_2 = 6,0650 \text{ inch} = 0,5054 \text{ ft}$$

$$D_1 = 3,5000 \text{ inch} = 0,2917 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned} a_a &= \pi (D_2^2 - D_1^2) / 4 \\ &= 0,1337 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Equivalent diameter, D_e

$$\begin{aligned} D_e &= (D_2^2 - D_1^2) / D_1 \\ &= 0,5841 \text{ ft} \end{aligned}$$

Laju Alir Massa, G_a

$$\begin{aligned} G_a &= W / a_a \\ &= 40714,8855 / 0,1337 \\ &= 304420,3698 \text{ lb/hr ft}^2 \end{aligned}$$

Reynold number, Re

$$\begin{aligned} \text{pada } T_{\text{avg}} &= 123,80 \text{ oF} \\ &= 2,7493 \text{ cp} \\ &= 6,6532 \text{ lb/hr ft} \end{aligned}$$

$$Re_a = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$$

$$Re_a = 26727,9639$$

$$JH = 590 \quad (\text{trial}) \quad (\text{Fig.24 Kern})$$

$$\text{Pada } T_{\text{avg}} = 123,80 \text{ F}$$

$$k = 0,0979 \text{ Btu/hr ft F} \quad (\text{thermal conductivity})$$

$$C_p = 0,4981 \text{ Btu/lbmole F} \quad (\text{heat capacity})$$

$$(C \times \mu / k)^{1/3} = (2,3710 \times 0,0302) / 0,0145)^{1/3}$$

$$= 3,2349$$

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

$$= 319,7684 \quad \text{Btu/hr ft}^2 \text{ F}$$

Inner Pipe = Fluida Panas

Flow area ap

$$D_p = 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

$$a_p = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$= 0,0513 \text{ ft}$$

Laju Alir Massa, Gp

$$G_p = W / a_p$$

$$= 1903,2469 / 0,0513$$

$$= 37.091,7433 \text{ lb/hr ft}^2$$

Reynold Number, Rep

$$\text{Pada } t_{avg} = 392,0 \text{ F} = 200 \text{ C}$$

$$\mu = 0,0152$$

$$c_p = 0,0368 \text{ lb/hr ft}$$

$$\text{Rep} = D \cdot G_p / \mu$$

$$= 257805,6319$$

$$J_H = 590$$

$$\text{Pada } t_{avg} = 392,0 \text{ F}$$

$$k = 0,0187 \text{ Btu/hr ft F}$$

$$c_p = 0,4400 \text{ Btu/lb F}$$

$$(C \times \mu / k)^{1/3} = (0,2178 \times 0,1229 / 6,3710)^{1/3}$$

$$= 0,9530$$

$$h_i = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$= 41,1273 \quad \text{Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

$$h_{io} = h_i \times (ID/OD)$$

$$= 36,0510 \quad \text{Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

Clean Overall Coefficient, Uc

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

$$= 32,3984 \quad \text{Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

Design Overall, UD

$$1 / U_D = 1 / U_c + R_d$$

$$R_d = 0,003$$

$$= 0,0339$$

$$U_D = 29,5284 \text{ Btu/jam ft}^2 \text{ F}$$

Required Surface Area

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \Delta t}$$

$$= 184,501 \quad \text{ft}^2$$

External surface / lin ft, a"

$$a'' = 0,9170 \text{ ft}$$

Required length, L = A / a"

$$L = 201,2008 \text{ ft}$$

Ambil panjang 1 harpin sepanjang = 17 ft

Banyaknya harpin yang diperlukan,

$$= 201,2008 \text{ ft} / (17 \text{ ft} \times 2)$$

$$= 5,92$$

$$\approx 6 \text{ buah}$$

Maka dipakai 1 harpin 20 ft

$$\begin{aligned} \text{Actual length} &= 5 \times (1 \times 17) \\ &= 201 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A \text{ sebenarnya} &= L \times a'' \\ &= 184,5012 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Actual Design Overall Coeffesient, UD act

$$\begin{aligned} \text{UD} &= \frac{Q}{A \cdot \Delta t} \\ &= 29,5284 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ F} \end{aligned}$$

Dirt Factor, Rd

$$\begin{aligned} \text{Rd} &= \frac{U_c - U_D}{U_c \times U_D} \\ &= 0,0030 \text{ hr ft}^2 \text{ F/ Btu} \end{aligned}$$

PRESSURE DROP

Annulus = Fluida Dingin

$$\begin{aligned} 1. \text{ De}' &= (D2 - D1) \\ &= 0,2138 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Rea}' = 26727,9639$$

$$\begin{aligned} f &= 0,0035 + \frac{0,264}{(\text{Re } a')^{0,42}} \\ &= 0,0071 \end{aligned}$$

$$\rho = 36,8857 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} 2. \text{ Fa} &= \frac{4 \cdot f \cdot G a'^2 \cdot L}{2 g \cdot \rho^2 \cdot D_e} \\ &= 2,19334 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$3. \text{ Va} = G a' / (3600)$$

$$= 2,2925 \text{ ft/det}$$

$$F1 = 2 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

$$= 1,6322 \text{ E-01}$$

$$4. \text{ Pa} = \frac{(\Delta Fa + \Delta F1) \times \rho}{144}$$

$$= 0,603635$$

Inner Pipe = Fluida Panas

$$1. \text{ Rep} = 257805,6319$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(\text{Re } p)^{0,42}}$$

$$= 0,0049$$

$$= 0,0279 \text{ lb/ft}^3 = 0,4463 \text{ kg/m}^3 \quad (200 \text{ C})$$

$$2. \text{ Fp} = \frac{4 \cdot f \cdot Gp^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot D}$$

$$= 3275,89913 \text{ ft}$$

$$3. \text{ Pp} = \frac{\Delta Fp \cdot \rho}{144}$$

$$= 0,6338 \text{ psi}$$

21. HEATER (E-132)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Heater (E-132)
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menaikkan temperatur umpan
DATA DESIGN	
Tipe	<i>Double Pipe Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Rd Calculated	0,0030

U_C 32,3984

U_D 29,5284

Inner Side		Annulus Side	
IPS	6 in	IPS	3 in
SN	40	SN	40
OD	6,625 in	OD	3,5 in
ID	6,025 in	ID	3,068 in
a"	1,734 ft ²	a"	0,917 ft ²

22. HEATER (E-142)

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Heater (E-142)
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk memanaskan produk keluaran

DATA DESAIN

Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Rd Calculated	0,0027
U _C	133,9813
U _D	98,8685

Tube Side		Shell Side	
Jumlah	134	ID	15,25 in
Panjang	12 ft	Baffle Space	7,625 in
OD	0.74 in	Pass	1
BWG	18	ΔP	0,2014
Pitch	1,25 in- triangular pitch		
Pass	2		
ΔP	0,0716		

23. REBOILER

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reboiler
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk menaikkan temperatur umpan
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Rd Calculated	0,0022
U _C	122,2559
U _D	96,2428
Tube Side	
Jumlah	172
Panjang	12 ft
OD	3/4 in
BWG	18
Pitch	1,25 in- triangular pitch
Pass	6
ΔP	0,0374
Shell Side	
ID	17,25 in
Baffle Space	8,625 in
Pass	3
ΔP	5,2831

24. COOLER (E-122)

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Cooler (E-122)
Jumlah	1 buah
Operasi	Kontinyu
Fungsi	Untuk mendinginkan produk keluaran
DATA DESAIN	
Tipe	<i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Bahan Konstruksi	<i>Stainless Steel 316</i>
Rd Calculated	0,0000
U _C	129,3721

U_D 129,1290

Tube Side		Shell Side	
Jumlah	212	ID	23,25 in
Panjang	12 ft	Baffle Space	11,625 in
OD	1 in	Pass	1
BWG	14	ΔP	0,0181
Pitch	1,25 in- triangular pitch		
Pass	2		
ΔP	0,0354		

25. COOLER (E-154)

IDENTIFIKASI			
Nama Alat		Cooler (E-154)	
Jumlah		1 buah	
Operasi		Kontinyu	
Fungsi		Untuk mendinginkan produk keluaran	
DATA DESAIN			
Tipe		Shell and Tube Heat Exchanger	
Bahan Konstruksi		Stainless Steel 316	
Rd Calculated		0,0001	
U _C		111,4828	
U _D		110,6951	
Tube Side		Shell Side	
Jumlah	118	ID	17,25 in
Panjang	12 ft	Baffle Space	8,625 in
OD	1 in	Pass	1
BWG	14	ΔP	1,5070
Pitch	1,25 in- triangular pitch		
Pass	2		
ΔP	0,3134		

Keterangan:

T hopper : Tinggi hopper
D : Inlet diameter
d : Outlet diameter
 θ : Wall angle

Kondisi Operasi: :

T = 30,0000 °C
P = 1,0000 atm
W = 6.003,0067 kg/jam

a. Menentukan Kapasitas

Komponen	kg	xi	p	pcam
Asam Salisilat	5.972,9917	0,9950	1.440,0000	1.432,8000
4-Hydroxybenzoic Acid	30,0150	0,0050	1.460,0000	7,3000
TOTAL	6.003,0067	1,0000		1.440,1000

Waktu penyimpanan = 1,0000 hari
W = 144.072,1614 kg/hari
Safety Factor = 0,1000
W = 158.479,3775 kg/hari

Q = 110,0475 m³/hari
Q = volume hopper = 110,0475 m³

b. Menentukan Dimensi Hopper

V hopper = $p h / 12 \times (D^2 + D.d + d^2)$
= 0,2620 x h x (D² + D.d + d²)

Keterangan:

D = Diameter shell
d = Diameter ujung konis
h = Tinggi hopper

$$T \text{ hopper} = t g q (D-d)/2 \quad (\text{Pers. 4-17 Hesse \& Rushton, 1945})$$

$$= 30 - 45$$

$$\text{Dipilih} = 45,0000$$

$$T \text{ hopper} = t g q (D-d)/2 = 0,5 (D-d)$$

$$V \text{ hopper} = 0,262 \times 0,5 (D-d) \times (D^2 + D.d + d^2)$$

$$V \text{ hopper} = 0,131 \times (D-d) \times (D^2 + D.d + d^2)$$

$$V \text{ hopper} = 0,131 \times (D^3 + D^2.d + D.d^2 - D^2.d - D.d^2 - d^3)$$

$$V \text{ hopper} = 0,131 \times (D^3 - d^3)$$

Diameter Efektif Hopper (d_{eff})

$$G = \pi/4 \rho s d_{\text{eff}}^{2,5} g^{0,5} (1 - \cos B/2 \sin^2 B)^{0,5}$$

$$0,0046 = d_{\text{eff}}^{2,5} (3,1623) (0,2463)$$

$$0,0059 = d_{\text{eff}}^{2,5}$$

$$d_{\text{eff}} = 0,1282 \text{ m} = 0,4206 \text{ ft}$$

$$V \text{ hopper} = 0,131 \times (D^3 - d^3)$$

$$110,0475 \text{ m}^3 = 0,131 (D^3 - 0,0021)$$

$$110,0475 \text{ m}^3 = 0,131 D^3 - 0,0003$$

$$110,0472 \text{ m}^3 = 0,131 D^3$$

$$D^3 = 840,0550$$

$$D = 9,4356 \text{ m}$$

$$D = 30,9567 \text{ ft}$$

$$\text{Tinggi Hopper} = 0,5 (D-d)$$

$$= 15,2681 \text{ ft}$$

$$= 4,6537 \text{ m}$$

c. Menentukan Tekanan Desain

$$P \text{ operasi} = 1,0000 \text{ atm}$$

$$\text{Safety Factor} = 0,1000$$

$$P \text{ desain} = 1,1000 \text{ atm} = 16,1655 \text{ psi}$$

d. Perhitungan Tebal Tangki

$$t = \frac{Pr}{SE - 0,6 P} + C$$

$P = 1,1000 \text{ atm} = 16,1655 \text{ psi}$
 $r = 4,7178 \text{ m} = 185,7400 \text{ in}$
 $S = 18.700,0000 \text{ psi}$
 $E = 0,8500$
 $C = 0,0150 \text{ in/year}$
 $\text{Service Life} = 11,0000 \text{ year}$
 $C \text{ total} = 0,1650 \text{ in}$
 $t = 0,3540 \text{ in} = 0,0090 \text{ m}$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Hopper
Kode	Hopper 01
Operasi	Kontinyu
Jumlah	1
Fungsi	Menampung bahan baku asam salisilat
DATA DESAIN	
Diameter	9,4356 m
Tinggi	4,6537 m
Tebal	0,0090 m
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316

28. HOPPER-02

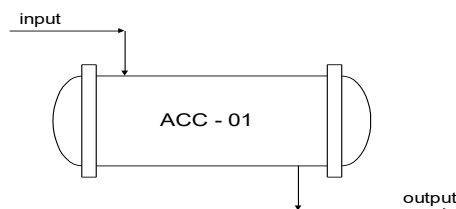
IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Hopper
Kode	Hopper 02
Operasi	Kontinyu
Jumlah	1
Fungsi	Menampung bahan baku asam salisilat
DATA DESAIN	

Diameter	0,1395 m
Tinggi	5,0774 m
Tebal	0,0090 m
Bahan Konstruksi	Stainless Steel 316

29. ACCUMULATOR (ACC-01)

A. Gambaran Umum

Fungsi	: Tempat menampung kondensat dari D-150
Bentuk	: Silinder horizontal dengan head type ellipsoidal
Bahan Konstruksi	: Carbon Steel
Gambar	:



B. Kondisi Operasi

Temperatur, T	= 175 °C
Tekanan, P	= 0,02 atm
Laju Alir, Ws	= 61892,2604 kg/jam
Densitas, ρ	= 607,3679 kg/m ³
Faktor Keamanan, f	= 10% = 0,1000
Lama Penyimpanan	= 5,0000 menit

C. Perhitungan Desain

a. Volume Accumulator, Vacc

$$\begin{aligned}
 V_{acc} &= W/\rho \\
 &= 101,9024 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 \text{Safety factor} &= 10\% \\
 V_{acc} &= 112,0927 \text{ m}^3/\text{jam} \\
 V &= 112,0927 \text{ m}^3/\text{jam} \times 5 \text{ menit} \times 1 \text{ jam} / 60 \text{ menit} \\
 &= 9,3411 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

b. Diameter Accumulator, D

$$\text{Diinginkan } L = 3/2 \times D$$

$$V \text{ silinder} = (\pi/4) D^2 L$$

$$\begin{aligned}
&= (\mu/4) D^2 (3/2) D \\
&= (3/8) \mu \cdot D^3 \\
V_{\text{head}} &= (\mu/24) D^3 \\
V &= V_{\text{silinder}} + 2 V_{\text{head}} \\
&= (3/8) \mu \cdot D^3 + 2 (\mu/24) D^3 \\
&= (11\mu/24) D^3 \\
&= 1,4392 D^3 \\
D^3 &= 6,4906 \\
D &= 1,8654 \text{ m} \\
r &= 0,9327 \text{ m}
\end{aligned}$$

c. Panjang Silinder

$$\begin{aligned}
L &= 3/2 D \\
&= 2,7980 \text{ m}
\end{aligned}$$

d. Panjang Ellipsoidal, h

$$\begin{aligned}
h &= 1/4 D \\
&= 0,4663 \text{ m}
\end{aligned}$$

e. Panjang Accumulator Total, Lt

$$\begin{aligned}
L_t &= L + 2h \\
&= 3,7307 \text{ m}
\end{aligned}$$

f. Tebal Dinding, t

$$t = \left(\frac{P \cdot r_i}{S \cdot E - 0.6 P} \right) + C$$

dimana:

$$P = \text{tekanan desain} = 2,505 \text{ atm} = 36,8181 \text{ psi}$$

$$D = \text{diameter vessel} = 1,8654 \text{ m}$$

$$S = \text{working stress allowable} = 13700 \text{ psi} = 932,2265 \text{ atm}$$

$$E = \text{joint effisiensi} = 0,85 \text{ (table 4, Peter, hal 538)}$$

$$C = \text{korosi maksimum} = 0,015 \text{ in/th} = 0,000381 \text{ m/th}$$

$$\text{Service Life} = 11 \text{ tahun}$$

$$\text{Jadi, } C = 0,0042 \text{ m}$$

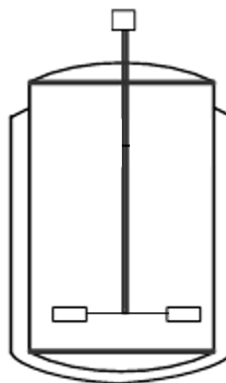
$$t = 0,0071 \text{ m}$$

g. Outside Diameter, OD

$$\begin{aligned}
OD &= D + 2t \\
&= 1,8796 \text{ m}
\end{aligned}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	ACCUMULATOR - 01 (ACC-01)
Kode Alat	ACC-01
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat menampung kondensat dari CD-02
DATA DESAIN	
Tipe	Silinder vertical dengan head type ellipsoidal
Kapasitas	9,3411 m ³ 2467,65 gal
Tekanan	2,5053 atm
Temperatur	67,2271 °C
Diameter	1,8654 m 73,439 in
OD	1,8796 m
Panjang	3,7307 m 12,2398 ft
Tebal Dinding	0,0071 m
Bahan Konstruksi	Carbon Steel

30. REAKTOR (R-01)



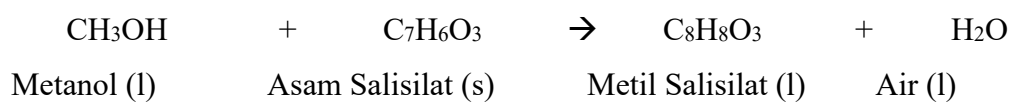
Kondisi Operasi:

T = 72,0000 °C = 345,1500 K

P = 2,0000 atm

Waktu reaksi = 1 jam

Persamaan Reaksi:



Perhitungan

Laju Alir massa	= 18.467,9834 kg/jam
Densitas	= 1.044,3243 kg/m ³
<i>Volumetric flowrate</i> (Q)	= Laju alir massa / densitas = 17,6841 m ³ /jam
Konversi Reaktor	= 95%

Metanol

Laju Alir Molar (Fao)	= 346,2604 kmol/jam
Densitas	= 445,0894 kg/m ³
Vol flow	= 0,7780 m ³ /jam = 19,5803 kmol/m ³
Konsentrasi mula-mula metanol, Cao	= Fao/Q
Fa	= Fao (1-Xa) = 17,3130 kmol/jam
Ca	= 0,9790 kmol/m ³

Asam Salisilat

Densitas	= 465,7308 kg/m ³
Vol Flow	= 0,0929 m ³ /jam
Fbo	= 43,2825 kmol/jam
Cbo	= 2,4475 kmol/m ³
Fb	= 2,1641 kmol/jam
Cb	= 0,1224 kmol/m ³

Menghitung Persamaan Laju Reaksi dan Volume Reaktor

CH ₃ OH	+	C ₇ H ₆ O ₃	→	C ₈ H ₈ O ₃	+	H ₂ O
Metanol (l)		Asam Salisilat (s)		Metil Salisilat (l)		Air (l)
A		B		C		D

Xa	= 0,9500
δ	= 0,0000
yAo	= 0,8889

ε_A	= 0,0000
y_{Bo}	= 0,1111
ε_B	= 0,0000
M	= 8,0000

Diameter Partikel

σ_A	= 1,085 Å = 1,08527E-08 cm
σ_B	= 0,535 Å = 5,34534E-09 cm
N (Bil. Avogadro)	= 6,02 E ²³
N	= 6,02 E ²⁰ cm
R	= 0,008314 kJ/mol K = 8,314 kJ/kmol K
T	= 345,1500 K
BM A	= 32 kg/kmol
BM B	= 138 kg/kmol

Menentukan Energi Aktivasi

$\Delta H_f A$	= -189,830 kJ/kmol
$\Delta H_f B$	= -592,1 kJ/kmol
E	= $\Delta H_f - RT$
E A	= -3059,407 kJ/kmol
E B	= -3461,677 kJ/kmol
E TOTAL	= -3260,542 kJ/kmol
(-E/RT)	= 1,136
k	$= \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N}{10^3} \sqrt{8\pi \cdot R \cdot T \cdot \left(\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)} \cdot e^{-E / RT}$ $= (6,55941E^{-17}) (6,02E^{+17}) (72.083,7768) (0,038496377) (3,115048789)$ $= 6479,699 \text{ cm}^3/\text{Kmol.s}$
k	= 0,006 m ³ /kmol.s

Persamaan Laju Reaksi

Orde Reaksi 2

$$-r_A = k C_A C_B$$

Dimana,

$$C_A = 0,9790 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_b = 0,1224 \text{ kmol/m}^3$$

$$\text{Maka, } -r_A = 0,0008 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{s}$$

Menghitung Volume Reaktor

Berdasarkan Octave Levenspiel 3rd Ed, hal. 94 tentang steady-state mixed flow reactor, maka volume reaktor dapat diturunkan melalui persamaan material balance sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Input} &= \text{Output} + \text{disappearance reaction} + \text{accumulation} \\ F_{A0} &= F_A + -r_A V + (dC_A/dt) \quad (\text{Pers. 5-10, Levenspiel}) \\ \text{Kondisi reaktor steady state, maka: } &\frac{dC_A}{dt} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} F_{A0} &= F_{A0}(1 - X_A) + -r_A V \\ F_{A0} &= F_{A0} - F_{A0} X_A + -r_A V \\ F_{A0} X_A &= -r_A V \\ V &= F_{A0} X_A / -r_A V \end{aligned}$$

Sehingga diperoleh persamaan volume reaktor, yaitu:

$$\tau = \frac{V}{V_0} = \frac{V C_{A0}}{F_{A0}} = \frac{C_{A0} X_A}{-r_A}$$

$$\tau = \frac{V}{V_0}$$

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

untuk densitas konstan, $\tau = t$

Maka,

$$V = \tau Q = 17,6841 \text{ m}^3$$

$$\text{Faktor keamanan} = 0,2000$$

$$\begin{aligned} \text{Volume total reaktor} &= (100\% + 20\%) \times V \\ &= 21,2210 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Desain Mekanik Reaktor-01

10. Ukuran kolom Reaktor

Reaktor berbentuk silinder vertikal dengan ellipsoidal head pada bagian atas dan bawah.

e. Volume Silinder

$$V_s = \pi \times r^2 \times H_s$$

Dimana tinggi silinder (H_s) = $3/2 D_t$

$$V_s = \pi \times \left(\frac{D_t}{2}\right)^2 (1,5 D_t)$$

$$V_s = 0,375 \pi D_t^3$$

f. Volume ellipsoidal head

$$V_h = \frac{\pi}{6} \times D_t^2 \times h$$

dimana, tinggi ellipsoidal (h) = $1/4 D_t$, maka:

$$V_h = \frac{\pi}{24} \times D_t^3$$

g. Volume Total

$$\begin{aligned} V_t &= V_s + 2V_h \\ &= 0,375 \pi D_t^3 + 1/24 \pi D_t^3 \\ &= 1,4392 D_t^3 \end{aligned}$$

h. Diameter Silinder

$$D_t = \left(\frac{V_t}{1,4392}\right)^{1/3}$$

$$D_t = 2,4522 \text{ m}$$

$$r = 1,2261 \text{ m}$$

11. Tinggi Reaktor

d. Tinggi silinder (H_s)

$$H_s = 1,5 \times D_t$$

$$= 3,6782 \text{ m}$$

e. Tinggi Ellipsoidal head (h)

$$\begin{aligned}h &= 1/4 \times Dt \\&= 0,6130 \text{ m}\end{aligned}$$

f. Tinggi reaktor (HR)

$$\begin{aligned}HR &= H_s + 2h \\&= 4,9043 \text{ m}\end{aligned}$$

12. Konfigurasi Reaktor

Konfigurasi Reaktor Kimia dengan tipe Continuous Stirred Tank Reactor menurut Stanley M. Walas dalam Chemical Process Equipment, Selection and Design, hal 568, 1990.

Standar desain pengaduk tipe turbin menurut McCabe dalam Unit Operation of Chemical Engineering Fifth Edition hal. 243 yaitu:

g. Rasio tinggi cairan terhadap diameter tangki (HL/DT) = 1,0000

$$HL = 2,4522 \text{ m}$$

h. Rasio diameter impeller terhadap diameter tangki (D_i/DT) = (1/3)

$$D_i = 0,8174 \text{ m}$$

i. Rasio tinggi blade pengaduk terhadap diameter impeler (W/D_i) = (1/5) W

$$= 0,1635 \text{ m}$$

j. Rasio lebar blade pengaduk terhadap diameter impeler (L/D_i) = (1/4)

$$L = 0,2043 \text{ m}$$

k. Rasio lebar baffle terhadap diameter tangki (J/DT) = (1/12)

$$J = 0,2043 \text{ m}$$

l. Rasio jarak impeler dasar tangki terhadap diameter tangki (E/DT) = (1/3) E

$$= 0,8174 \text{ m}$$

13. Tipe Pengaduk

Menurut Treyball (hal.161) dan Warren L. McCabe (operasi Teknik Kimia, hal 229) untuk jangkauan viskositas yang cukup luas ($10^0 - 3 \times 10^4$ cP) maka jenis pengaduk yang biasanya digunakan secara umum adalah jenis disk flat blade turbine.

14. Tebal Dinding Silinder (t)

Untuk silinder shells,

$$t = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} \right) + C$$

(Table 14-4, Peters and Timmerhaus)

Dimana,

r	= 1,2261 m	= 48,2708 in
S	= 18.500,0000	Stainless Steel
E	= 0,8500	(spot examined)
C	= 0,0150 in/years	

Menentukan tekanan desain

$$HL = 2,4522 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan desain} &= P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} \\ &= 15 \text{ atm} + p \text{ g h} \end{aligned}$$

$$pL = 576,2531 \text{ kg/m}^3$$

$$g = 9,8000 \text{ m}^2/\text{s}$$

$$P = 2,0000 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan desain} = 2,1367 \text{ atm}$$

$$\text{Safety factor} = 0,1000$$

$$\text{Tekanan desain} = 2,3503 \text{ atm} = 34,5404 \text{ psi}$$

$$\text{Sehingga, } t = 0,1212 \text{ in} = 0,0031 \text{ m}$$

15. Menghitung tebal dinding ellipsoidal head (th)

$$D = 2,4522 \text{ m} = 96,5416 \text{ in}$$

$$S = 18.500,0000 \text{ Stainless Steel}$$

$$E = 0,8500 \text{ (Spot examined)}$$

$$C = 0,0150$$

$$\begin{aligned} \text{Maximum allowable internal pressure (P)} &= P_{\text{desain}} - 14,7 \text{ psi} \\ &= 19,8404 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\text{maka, th} = 0,0759 \text{ in} = 0,0019 \text{ m}$$

Outside Diameter (OD)

$$OD = ID + 2t = 2,4560 \text{ m}$$

16. Jumlah Pengaduk

$$\begin{aligned} n &= \frac{H_L \times SPGR}{Dt} \\ &= 0,5689 \end{aligned}$$

Densitas air (40°C) = 1013 kg/m³ (Perry 8th Ed, Tabel 2-30, hal. 2-96)

$$n = 0,5689$$

Maka, digunakan 1 buah impeller

17. Kecepatan Pengaduk

$$N = \left(1,22 \times 1,25 \frac{Dt}{Di} \right) \times \left(\frac{\sigma g}{\rho_L} \right)^{0,25}$$

(Pers. 6.18 Treybal edisi 3)

$$Di = 0,8174 \text{ m}$$

$$Dt = 2,4522 \text{ m}$$

$$s = 0,0276 \text{ N/m}$$

$$g = 9,8100 \text{ m/s}^2$$

$$\rho_L = 576,2531 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{maka, N} = 0,6736 \text{ rps}$$

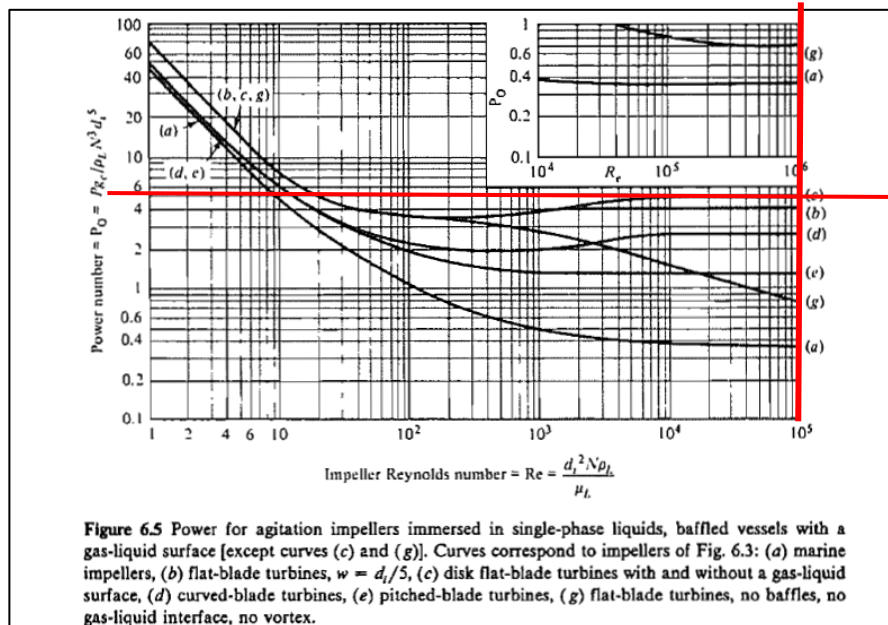
$$= 40,4142 \text{ rpm}$$

18. Tenaga Pengaduk

$$N_{Re} = \frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu_L}$$

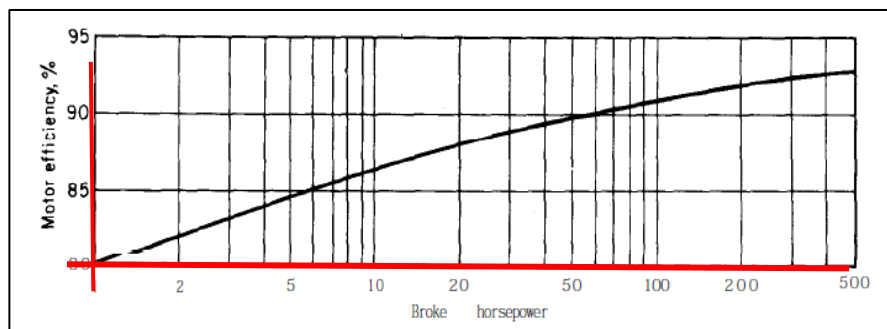
(Fig. 6.5, Treyball edisi 3)

$$\begin{aligned} D_i &= 0,8174 \text{ m} \\ p_L &= 576,2531 \text{ kg/m}^3 \\ u_L &= 0,6672 \text{ cp} \\ &= 0,0007 \text{ kg/ms} \\ N_{Re} &= 388.680,8984 \end{aligned}$$



Dari Fig 6.5, didapatkan $P_o = 5,0000$

$$P = 321,2656 \text{ J/s} = 0,4308 \text{ Hp}$$

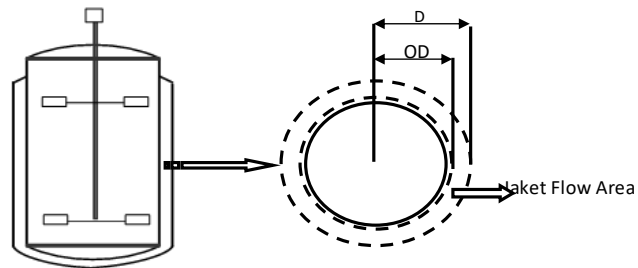


Berdasarkan Fig 14. 38 Peters, untuk BHP = 0,4308 Hp

$$\text{Didapatkan Efisiensi motor} = 0,8000$$

$$\begin{aligned} \text{maka, Motor Horse Power (MHP)} &= \text{BHP/efisiensi motor} \\ &= 0,5385 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Menentukan Desain Jacket Pemanas Reaktor



Keterangan:

$$\begin{aligned} H &= 2,4522 \text{ m} \\ ID &= 2,4522 \text{ m} \\ OD &= 2,4560 \text{ m} \end{aligned}$$

Dari Tabel 12.1 Typical overall coefficients, Coulson hal 637 diperoleh nilai overall heat transfer coefficient untuk cooling water:

$$U_c = 250 - 750 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Dari Tabel 12.2 fouling factor coefficients, Coulson hal 640 diperoleh nilai fouling factor untuk cooling water:

$$R_d = 3.000 - 6.000 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

Volume Jacket Pemanas

$$\text{Laju air steam} = 95.954,9214 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air steam} = 995,0000 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 0,0074 \text{ jam}$$

$$\text{Volumetric air steam} = \frac{m}{\rho}$$

$$= 96,4371 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume air steam} = \text{Volumetric air steam} \times \text{waktu tinggal}$$

$$= 0,7136 \text{ m}^3$$

Tebal Jaket Pemanas

$$V \text{ Jaket} = (\text{Volume Reaktor} + \text{Jaket}) - (\text{Volume Reaktor})$$

$$V \text{ Reaktor} + V \text{ Jaket} = \text{Volume Silinder} + \text{Volume head ellipsoidal (2:1)}$$

$$= \frac{1}{4} \pi (D)^2 H + \frac{1}{24} \pi (D)^3$$

$$V \text{ reaktor} = \text{Volume Silinder} + \text{Volume head ellipsoidal (2:1)}$$

$$= \frac{1}{4} \pi (OD)^2 H + \frac{1}{24} \pi (OD)^3$$

Maka,

$$V \text{ Jaket} = \left(\frac{1}{4} \pi (D)^2 H + \frac{1}{24} \pi (D)^3 \right) - \left(\frac{1}{4} \pi (OD)^2 H + \frac{1}{24} \pi (OD)^3 \right)$$

$$= \pi H_i (D^2 - OD^2) - \frac{1}{24} \pi (D^3 - OD^3)$$

$$0,7136$$

$$0,7136 = 7,6998 (D^2 - 6,0320) - 0,1308 (D^3 - 14,8147)$$

$$0,7136 = 7,6998 D^2 - 46,4450 - 0,1308 D^3 - 1,9383$$

$$0,7136 = (-0,1308 D^3) + 7,6998 D^2 - 44,5067$$

$$0,1308 D^3 - 7,6998 D^2 + 45,2204 = -$$

Menggunakan cubic formula, didapatkan $D = 2,4760 \text{ m}$ (mathpapa.com)

$$\text{Maka, Tebal jaket} = D - OD = 0,0200 \text{ m}$$

IDENTIFIKASI	
Nama Alat	Reaktor
Kode Alat	R-01
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat mereaksikan Metanol dengan asam salisilat dengan bantuan katalis asam sulfat
DATA DESAIN	
Tipe	CSTR
Bahan Konstruksi	Stainlees Steel 316
Temperatur	72,0000 C

Tekanan	2,0000	atm
Kapasitas	21,2210	m ³

DATA MEKANIK

Tipe Pengaduk	<i>Disk-Flat-Blade Turbine</i>	
Diameter vessel	2,4522	m
Outside Diameter	2,4560	m
Tinggi Silinder	3,6782	m
Tinggi Tutup Ellipsoidal	0,6130	m
Tinggi total tangki	4,9043	m
Tinggi liquid	2,4522	m
Diameter impeller	0,8174	m
Tinggi blade pengaduk	0,1635	m
Lebar blade pengaduk	0,2043	m
Posisi baffle dari dinding tangki	0,2043	m
jarak impeller ke dasar tangki	0,8174	m
Tebal silinder	0,0031	m
Tebal head	0,0019	m
Jumlah pengaduk	1	unit
Kecepatan putaran pengaduk	0,6736	rps
Tenaga pengaduk	0,5385	Hp
Tebal jaket	0,0200	m

31. REAKTOR-02

IDENTIFIKASI

Nama Alat	Reaktor
Kode Alat	R-02
Jumlah	1 Unit
Fungsi	Tempat mereaksikan Metanol dengan asam salisilat dengan bantuan katalis asam sulfat

DATA DESAIN

Tipe	CSTR
Bahan Konstruksi	Stainlees Steel 316

Temperatur	30,0000	C
Tekanan	1,0000	atm
Kapasitas	44,4094	m ³

DATA MEKANIK

Tipe Pengaduk	<i>Six Blade Open Turbine 45 °</i>	
Diameter vessel	3,1365	m
Outside Diameter	3,1385	m
Tinggi Silinder	4,7048	m
Tinggi Tutup Ellipsoidal	0,7841	m
Tinggi total tangki	6,2731	m
Tinggi liquid	3,1365	m
Diameter impeller	1,0455	m
Tinggi blade pengaduk	0,2091	m
Lebar blade pengaduk	0,2614	m
Posisi baffle dari dinding tangki	0,2614	m
jarak impeller ke dasar tangki	1,0455	m
Tebal silinder	0,0025	m
Tebal head	0,0010	m
Jumlah pengaduk	1	unit
Kecepatan putaran pengaduk	0,5912	rps
Tenaga pengaduk	2,0749	Hp
Tebal jaket	0,0079	m

APPENDIX D

UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang operasional pabrik, di luar unit proses dan unit operasi, yang bertugas menyediakan, mempersiapkan dan mendistribusikan bahan-bahan penunjang operasional pabrik seperti air, uap, bahan bakar, compressed air, instrument air dan kebutuhan inert gas serta refrigerant. Mengacu pada kebutuhan unit utilitas yang dibutuhkan, oleh sebab itu dibagi menjadi 3 bagian, antara lain:

1. Unit pengolahan air (Water Treatment) yang terdiri dari air sanitasi, air pendingin, dan air proses,
2. Unit penyediaan tenaga arus listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar

3. Unit Pengolahan Air

D. Air Sanitasi

A.1. Kebutuhan air karyawan

Menurut standar WHO kebutuhan air untuk setiap orang adalah 120 L/hari

Jumlah karyawan pada pabrik adalah 212 orang

Jam kerja untuk setiap karyawan adalah 8 jam/hari

Kebutuhan air karyawan per jam adalah

$$= 120\text{L/hari} \times 1\text{hari}/24\text{jam} \times 8\text{ jam} = 40\text{ L}$$

Kebutuhan per jam adalah $40\text{ L} / 8\text{ jam} = 5\text{ L/jam}$

Kebutuhan air untuk 212 orang adalah

$$= 5\text{ L/jam} \times 212\text{ karyawan} = 1060\text{ L/jam}$$

Densitas air adalah 0,995 kg/L

Kebutuhan air untuk 212 orang adalah

$$= 1060\text{ L/jam} \times 0,995 = 1054,7000\text{ kg/jam}$$

A.2. kebutuhan air laboratorium dan taman

Direncanakan kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah 50% dari kebutuhan air karyawan. Sehingga kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah

$$= 50\% \times m$$

$$= 50\% \times 1054,7000 \text{ kg/jam}$$

$$= 527,3500 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium, dan taman adalah

$$= 1054,7000 \text{ kg/jam} + 527,3500 \text{ kg/jam}$$

$$= 10582,0500 \text{ kg/jam}$$

A.3. kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan air Cadangan

Direncanakan kebutuhan air untuk pemadam kebakaran dan air Cadangan adalah 40% dari kebutuhan air karyawan. Sehingga kebutuhan air untuk laboratorium dan taman adalah

$$= 40\% \times m$$

$$= 50\% \times 1054,7000 \text{ kg/jam}$$

$$= 421,8800 \text{ kg/jam}$$

Kebutuhan air untuk karyawan, laboratorium, dan taman adalah

$$= 10582,0500 \text{ kg/jam} + 421,8800 \text{ kg/jam}$$

$$= 2003,93 \text{ kg/jam}$$

E. Air Pendingin

Air memiliki fungsi antara lain sebagai media pendingin pada alat perpindahan panas dikarenakan

- Air merupakan materi yang mudah didapat
- Tidak mudah terkondensasi
- Dapat menyerap panas
- Tidak mudah menyusut karena pendingin
- Mudah dikendalikan dan dikerjakan

Air Pendingin yang dibutuhkan digunakan pada alat-alat seperti pada tabel dibawah ini

Tabel. 8.1 kebutuhan air pendingin pada peralatan

No	Kode Alat	Kebutuhan Air Pendingin (Kg/jam)
1	E-122	5.146,9040
2	E-151	22.267,6552
3	E-154	15.054,3967
4	R-160	12.728,1421
Total Kebutuhan Air Pendingin		55.197,0980

Dengan memperhitungkan faktor keamanan dan kebocoran, maka diinginkan jumlah air pendingin yang harus disediakan 10% lebih besar dibandingkan dengan kebutuhan normal.

Sehingga jumlah air pendingin yang disediakan sebesar:

$$= 60.716,8078 \text{ Kg/jam}$$

Diasumsikan 80% air pendingin dapat digunakan kembali, sehingga:

$$\text{Air yang disirkulasi} = 80\% \times 60.716,8078$$

$$= 48.573,4462 \text{ Kg/Jam}$$

Air yang harus ditambahkan (*make-up water*):

$$\text{Make-up water} = 60.716,8078 - 48.573,4462$$

$$= 12.143,3616 \text{ Kg/Jam}$$

F. Air Proses

C.1 Air Umpan boiler

Tabel 8.2. kebutuhan air umpan boiler

No	Kode Alat	Kebutuhan Air Umpan Boiler (Kg/jam)
1	E-112	44,9790
2	E-132	789,0150
3	E-142	3.481,1780
4	E-156	3.133,1280
	R-140	35.903,9901
Total Kebutuhan Air Umpan Boiler		43.352,2901

Dengan memperhitungkan faktor evaporasi, keamanan dan kebocoran, maka diinginkan jumlah air umpan boiler yang disediakan harus 10% lebih besar dibandingkan dengan kebutuhan normal.

Sehingga jumlah air umpan boiler yang disediakan sebanyak:

$$= 47.687,5191 \text{ Kg/Jam}$$

Diasumsikan 80% kondensat dapat digunakan kembali sehingga:

$$\text{Sirkulasi} = 80\% \times 47.687,5191$$

$$= 38.150,0153 \text{ Kg/Jam}$$

Air yang harus ditambahkan (*make-up water*):

$$\text{Make-up water} = 47.687,5191 - 38.150,0153$$

$$= 9538 \text{ Kg/Jam}$$

C.2 Air Kebutuhan proses

Kebutuhan air proses terdapat pada reactor R-160 yang berfungsi untuk melarutkan Natrium Karbonat menjadi larutan 5% untuk melakukan fungsi penetralan produk. Air kebutuhan proses ini adalah 46,916 kg/jam.

Total kebutuhan air yang diperlukan secara kontinyu :

Air Sanitasi + Air pendingin + Air steam + Air proses

$$= 2003,9300 + 60.716,8078 + 47.687,519 + 46,916$$

$$= 110.455,1729 \text{ kg/jam}$$

4. Unit penyedia tenaga arus Listrik

B. Unit Penyedia Listrik

A.3.Kebutuhan Listrik

a. Alat Utilitas

No	Kode Alat	Alat	Power	Jumlah	Total
1	L-211	Pump Air Kawasan	1	1	1
2	L-212	Pump Air Penampung 1	1	1	1
3	L-221	Pump air sanitasi	1	1	1
4	L-251	Pump air pendingin 1	1	1	1
5	L-252	Pump air umpan boiler	1	1	1
6	L-261	Pump air pendingin 2	1	1	1
7	L-271	Pump air condensate	1	1	1
8	Q-290	Boiler	2396	1	2396
9	E-270	Pendingin air panas	10	1	10
Total					2413

$$\begin{aligned}
 \text{Total kebutuhan listrik untuk unit proses} &= 2413 \text{ HP} \times 745 \text{ watt/HP} \\
 &= 1.797.685 \text{ watt} \\
 &= 1.797,685 \text{ kWatt}
 \end{aligned}$$

b. Penerangan

No.	Lokasi	Luas		Cahaya	
		m2	ft2	Cd.ft	Lumen
1	Pintu Masuk	300	3229,1700	10	32291,7
2	Taman	5000	53819,5000	10	538195
3	Area Parkir	8000	86111,2000	10	861112
4	Pos Keamanan	400	4305,5600	10	43055,6
5	Area Proses	102964	1108294,1996	20	22165884
6	Kantor Pusat	10000	107639,0000	20	2152780
7	Area Utilitas	14400	155000,1600	20	3100003,2
8	Masjid	400	4305,5600	10	43055,6
9	Gudang Peralatan	10000	107639,0000	10	1076390
10	Unit Pemadam Kebakaran	900	9687,5100	10	96875,1
11	Bengkel	6772	72893,1308	10	728931,31
12	Ruang Kontrol	8000	86111,2000	20	1722224
13	Area Bahan Baku	10000	107639,0000	20	2152780
14	Area Produk	15000	161458,5000	20	3229170
15	Laboratorium	600	6458,3400	10	64583,4
16	Kantin	200	2152,7800	10	21527,8
17	Toilet	120	1291,6680	10	12916,68
18	Poliklinik	900	9687,5100	10	96875,1
19	Ruang Generator	80	861,1120	10	8611,12
20	Area Perluasan	55842	601077,7038	20	12021554
Total		249878	2689661,8042	5E+07	50168816

- Area Dalam Bangunan

Direncanakan seluruh area dalam bangunan pabrik menggunakan lampu

Philiphs QL Induction (QL) 55 watt dengan lumen sebesar= 4000

(<http://www.eclipselightingic.com/pages/posts/phillipsC2AE-ql-induction-ql-lumens-output> 33.php).

Total lumen dalam bangunan = 49178536,88

$$\begin{aligned}
 \text{sehingga jumlah lampu} &= \frac{\text{Jumlah Lumen}}{\text{Lumen Philips}} \\
 &= \frac{49178536,88}{4000} \\
 &= 12294,63422 \\
 &= 12295 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

- Area Luar Bangunan

Sedangkan untuk area di luar ruangan direncanakan menggunakan metal halide lamp 125 watt dengan lumen sebesar 11200, sehingga :

$$\begin{aligned}
 \text{Lumen outpur starting daylight 125 watt} &= 11200 \\
 \text{Total lumen luar bangunan} &= 990278,8 \\
 \text{Sehingga jumlah lampu} &= \frac{\text{Jumlah Lumen}}{\text{Lumen Philips}} \\
 &= \frac{990278,8}{11200} \\
 &= 88,4178 \\
 &= 89,0000 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total daya penerangan} &= 55 \times 12295 + 125 \times 89,0000 \\
 &= 687350 \text{ watt} \\
 &= 687,35 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

Dalam satuan kW :

Kebutuhan listrik untuk AC diperkirakan = 65

Kebutuhan listrik untuk instrumentasi dan laboratorium = 40

Kebutuhan listrik untuk pengoperasian alat-alat kantor = 30

Kebutuhan total listrik untuk AC dan lain-lain = 135 kW

Faktor keamanan = 20%

$$= 120\% \times 135$$

$$= 162 \text{ kW}$$

- c. Perumahan

Setiap rumah diperkirakan memerlukan listrik = 900 watt

Jumlah rumah = 25

Jumlah mess = 2

Kebutuhan listrik perumahan = (25 + 2) x 900

$$= 24300 \text{ watt}$$

$$= 24,3 \text{ kW}$$

Kebutuhan Listrik Total

- Kebutuhan Listrik dari PLN

$$\frac{\text{Utilitas}}{\text{Ce} \times \eta L} = \frac{1797,685}{0,8 \times 0,75} \\ = 2.996,1417 \text{ kW}$$

- Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

$$\frac{\text{Lumen}}{\text{Ce} \times \eta L} = \frac{687,35}{0,8 \times 0,75} \\ = 1.145,58 \text{ kW}$$

- Kebutuhan Listrik Lain-Lain

$$\frac{\text{Kebutuhan listrik lain-lain}}{\text{Ce} \times \eta L} = \frac{159,3}{0,8 \times 0,75} \\ = 265,5000 \text{ kW}$$

Keterangan

Ce = Koefisien listrik

ηL = Efisiensi penerangan rata-rata pada utilitas (listrik)

$$\text{Total Kebutuhan Listrik} = 2.996,1417 + 1.145,58 + 265,5000 \\ = 4422.9445 \text{ kW}$$

Untuk power keamanan diambil sebesar 20% sehingga kebutuhan total listrik pabrik adalah sebesar $= 120\% \times 4422.9445 \text{ kW}$
 $= 5.307,5334 \text{ kW}$

Listrik disuplai dari PT. PLTU yang memiliki daya sebesar 220 MW.

Untuk mengantisipasi adanya pemadaman, maka dipersiapkan generator sebanyak 1 unit diesel generator.

A.4.Spesifikasi Alat Penyedia Listrik

2. Generator

Nama Alat : Generator

Fungsi : Sebagai cadangan penyedia kebutuhan listrik saat PLN mengalami pemadaman

b. Menentukan Jumlah Generator

Jika pemenuhan kebutuhan listrik berasal dari PLN 100% dan unit generator digunakan sebagai emergency, jika supply listrik dari PLN mengalami gangguan, sehingga kapasitas generator sama dengan kebutuhan listrik total. Diketahui power faktor untuk generator penggerak mesin diesel sebesar 0,85 maka power generator adalah :

$$\begin{aligned} &= \frac{\text{Kebutuhan Listrik Total}}{\text{Power factor}} \\ &= \frac{5.307,5334}{0,85} \\ &= 6.244,1569 \text{ kW} \end{aligned}$$

Jika digunakan generator dengan kapasitas 7500 kW maka jumlah generator yang digunakan :

$$\text{Jumlah} = \frac{6.244,1569}{7500} = 0,83 = 1 \text{ buah}$$

c. Spesifikasi Generator

Kode Alat : P-280
Jenis : AC Generator
Power : 7500 kW
Tegangan : 250/440 volt
Power factor : 0,85
Jumlah : 1 buah

d. Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah diesel oil dengan heating value
 $H_v = 19525 \text{ Btu/lb}$

$\rho \text{ bahan bakar} = 54,9384 \text{ lb/ft}^3$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah bahan bakar yang digunakan :} &= \frac{6.244.156}{19525 \times 0,239 \times 54,9384} \\ &= 24,3564 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 689,691 \text{ liter/jam} \\ &= 606,9432 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

Diperkirakan total gangguan listrik dari PLN selama 1 tahun produksi sebanyak 10 hari atau 240 jam Total kebutuhan diesel oil selama 10 hari adalah

$$\text{Volume diesel oil} = 240 \times 689,691$$

$$= 165.525,843 \text{ L}$$

5. Unit penyedia bahan bakar

A.1. Tangki Bahan Bakar

Fungsi : Menampung bahan bakar untuk boiler dan bahan-bahan cadangan generator

Tipe : Silinder vertikal

Tujuan : a. Volume tangki, V_t

b. Menghitung dimensi tangki

c. Menentukan tinggi cairan

d. Menghitung tebal plate silinder tangki

e. Menentukan top angle untuk torispherical dished

f. Menghitung tinggi dan tebal head tangki

a. Menentukan Tipe Tangki

Tangki dipilih berbentuk silinder tegak dengan flat bottom dan atap berbentuk conical roof dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Kondisi operasi tangki pada tekanan 1 atm dan suhu 30 °C
- Dapat menampung dalam kapasitas yang besar
- Konstruksi sederhana dan lebih ekonomis

b. Menentukan Bahan Konstruksi Tangki

Bahan konstruksi yang dipilih adalah Carbon steel SA-283 Grade C dengan pertimbangan sebagai berikut (Brownell, 1959 hal 253):

- Tahan terhadap korosi
- Kondisi penyimpanan pada suhu kamar dan tekanan atmosferik
- Harganya relatif murah
- Temperatur operasi antara -20 sampai 650 °F

c. Menentukan Volume Tangki

$$\text{Rate massa} = 2547.8302 \text{ Kg/Jam} = 5616.9974 \text{ lbm/jam}$$

$$\rho_{\text{solar}} = 880 \text{ Kg/m}^3 = 0,88 \text{ Kg/liter}$$

$$= 54,9384 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned}
\text{Jumlah tangki} &= 1 \text{ buah} \\
\text{Laju alir 1 tangki} &= \frac{2547.8302}{1} \\
&= 2547.8302 \text{ kg/jam} \\
&= 0.7077 \text{ lb/s} \\
\text{Rate Volumetrik} &= \frac{2547.8302}{0,88} \\
&= 2895,262 \text{ liter/jam} \\
&= 101,780 \text{ ft}^3/\text{jam} \\
&= 177.471,5400 \text{ in}^3/\text{jam} \\
&= 2,895 \text{ m}^3/\text{jam}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
\text{Waktu Penampungan} &= 10 \text{ hari} \\
\text{Volume Total} &= 2.895,262 \times 24 \times 10 \\
&= 694862,8 \text{ liter} \\
&= 24427,2 \text{ ft}^3 \\
&= 42210482 \text{ in}^3 \\
&= 694.9 \text{ m}^3
\end{aligned}$$

d. Menghitung Dimensi Tangki

Over design = 20% sehingga:

$$\begin{aligned}
\text{Volume tangki} &= 697.961,5 \times 120\% \\
&= 837.553,8 \text{ liter} \\
&= 29.443,4 \text{ ft}^3 \\
&= 51.111.803 \text{ in}^3 \\
&= 837,5538 \text{ m}^3 \\
\text{Asumsi } H_s &= 2 D \\
\text{Volume shell} &= \left(\frac{\pi}{4} ID^2 H_s \right) \\
&= 1,57 ID^3 \\
\text{Volume tangki} &= \text{Volume shell} \\
51.111.803,1043 &= 1,57 ID^3 \\
ID^3 &= 32.555.288,6015 \text{ in} \\
ID &= 319 \text{ in}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
&= 26,61 \text{ ft} \\
&= 8,11 \text{ m} \\
H_s &= 2 \times D \\
&= 2 \times 319 \\
&= 638 \text{ in} \\
&= 53,2 \text{ ft} \\
&= 16,22 \text{ m}
\end{aligned}$$

Tinggi larutan dalam tangki, HL :

$$\begin{aligned}
V \text{ larutan} &= \left(\frac{\pi}{4} ID^2 H \right) \\
42.398.718 &= 0,785 \times 319^2 \times H \\
H &= 529,7 \text{ in} \\
&= 44,15 \text{ ft} \\
&= 13,46 \text{ m}
\end{aligned}$$

e. Menghitung Tebal Tangki

Menentukan Tekanan Desain

$$P_i = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$\begin{aligned}
P_h &= \frac{\rho(H-1)}{144} \\
&= \frac{54,9384(44,15-1)}{144} \\
&= 16,46 \text{ psi}
\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
P &= P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik} \\
&= 14,7 + 16,46 \\
&= 31,16 \text{ Psi}
\end{aligned}$$

Tekanan design, faktor keamanan = 20%

$$\begin{aligned}
P_d &= 120\% \times 31,16 \\
&= 37,39 \text{ Psi}
\end{aligned}$$

Menentukan Tebal Shell

Dipilih dinding (shell) dengan jenis Carbon Steel SA-283 Grade D
(Tabel 13.1 & 13.2 Brownell & Young, 1959) :

$$F = 12650$$

$$E = 80\%$$

$$C = 0,125$$

$$ID = 319 \text{ in}$$

$$r = 159,6 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{Pd \times D}{2(f \times E) - (0,6 \times P)} + C \\ &= \frac{37,39 \times 319}{2(12650 \times 0,8) - (0,6 \times 37,39)} + 0,125 \\ &= 0,7156 \text{ in} \end{aligned}$$

Menurut Tabel 5.7 Brownell & Young, didapatkan tebal shell standar adalah 1,50 in

$$\begin{aligned} OD &= ID + 2 t_s \\ &= 319 + 2 \times 1,50 \\ &= 322 \text{ in} \\ &= 26 \text{ ft} \\ &= 8,19 \text{ m} \end{aligned}$$

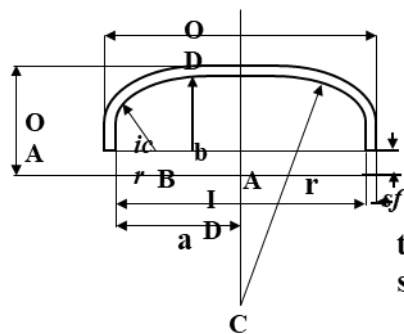
Digunakan OD standar = 84 in = 2,1336 m

$$\begin{aligned} ID &= OD - 2 t_s \\ &= 84,0000 - 2 \times 1 \frac{1}{2} \\ &= 81,0000 \text{ in} \\ &= 6,7500 \text{ ft} \\ &= 2,0574 \text{ m} \end{aligned}$$

$$r = 40,5 \text{ in}$$

f. Menentukan Dimensi Tutup

Digunakan head jenis standard dished/torispherical dengan bahan konstruksi yang sama dengan shell tangki



Keterangan Gambar :

ID = diameter dalam head

OD = diameter luar head

a = jari-jari dalam head

t = tebal head

r = jari-jari head

icr = jari-jari dalam sudut dish

b = tinggi head

sf = straight flange

OA = tinggi head total

$$\begin{aligned}th &= \frac{0,885 \times Pd \times r}{(f \times E) - (0,1 \times Pd)} + C \\&= \frac{0,8850 \times 44,1622 \times 40,5000}{(12650 \times 80\%) - (0,1 \times 44,1622)} + 0,125 \\&= 0,2575 \text{ in} \\&= 0,0215 \text{ ft} \\&= 0,0065 \text{ m}\end{aligned}$$

Digunakan tebal head standar = 3/8 in

Dari Tabel 5.6 Brownell & Young didapatkan data :

OD = 84 in

icr = 5 1/8 in

r = 84 in

Dari Fig. 5.8 Brownell & Young dihitung ukuran-ukuran sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\alpha &= \frac{ide}{2} \\&= \frac{81,0000}{2} \\&= 40,5000 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}AB &= \alpha - icr \\&= 40,500 - 5,13 \\&= 35,3750 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}BC &= r - icr \\&= 84,00 - 5,13 \\&= 78,8750 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}AC &= \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\&= 6221,2656 - 1251,3906 \\&= 70,4973 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}b &= r - \sqrt{(BC)^2 - (AB)^2} \\&= 84 - 6221,2656 - 1251,3906\end{aligned}$$

$$= 13,5027 \text{ in}$$

Tinggi straight flange (sf)

Untuk tebal head = $3/8 \text{ in}$

didapatkan nilai sf = $1 \frac{1}{2} - 3$ diambil = 3 in

Dari data di atas dapat dihitung tinggi tutup tangki (OA)

$$\text{OA} = b + sf + th$$

$$= 13,503 + 3 + 3/8$$

$$= 16,8777 \text{ in}$$

$$= 0,4297 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi Tangki Total} = H \text{ tutup} + H \text{ tangki}$$

$$= 16,8777 + 852,5042$$

$$= 869,3819 \text{ in}$$

$$= 72,4485 \text{ ft}$$

$$= 22,0823 \text{ m}$$

6. Unit Penyedia Steam

A.1. Boiler

Fungsi : Menghasilkan steam

Tipe : Water Tube Boiler

Asumsi : suhu air masuk (T) = 30°C

Dari Appendix A.2-3 dan A.2-4 Geankoplis, didapatkan data sebagai berikut:

$$\text{Densitas } (\rho) = 995,6800 \text{ Kg/m}^3 = 62,1304 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0,8007 \text{ cP} = 0,0005 \text{ lb/ft.s}$$

$$\text{Jumlah steam yang harus disediakan oleh boiler} = 47.687,5191$$

$$\text{Kg/jam atau} = 105132.98 \text{ lb/jam}$$

Steam yang digunakan merupakan saturated steam dengan temperatur 200°C

$$\text{Superheated liquid (hf)} = 852,4 \text{ kJ/Kg} \quad (\text{Tabel F.1 Smith, 2005})$$

$$\text{Superheated vapor (h)} = 2626,2 \text{ kJ/Kg} \quad (\text{Tabel F.1 Smith, 2005})$$

$$\lambda \text{ steam} = H - H_f$$

$$= 2626,2 - 852,4$$

$$= 1773,8000 \text{ kJ/Kg}$$

$$= 762,5975 \text{ btu/lb}$$

a. Perhitungan Power Boiler

Power boiler dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$Hp = \frac{ms (h - hf)}{970,3 \times 34,5} \quad (\text{Pers. 172, Severn})$$

dimana :

ms = massa steam yang dihasilkan (lb/jam)

λ = entalpi saturated steam (btu/lb)

maka :

$$Hp = \frac{105.132,98 \times 762,5975}{970,3 \times 34,5}$$

$$= 2395,0206 \text{ Hp}$$

Digunakan power boiler sebesar = 2396 Hp (Standar NEMA)

b. Perhitungan Kebutuhan Air Umpan Boiler

Kebutuhan air umpan boiler dihitung dengan persamaan berikut :

$$W' = \frac{W}{F}$$

dimana:

W' = kebutuhan air umpan boiler (lb/jam)

W = steam yang dihasilkan boiler (lb/jam)

F = faktor evaporasi

Faktor evaporasi dihitung dengan persamaan

$$F = \frac{h - hf}{970,3} \quad (\text{Pers. 173, Severn})$$

$$= \frac{762,5975}{970,3}$$

$$= 0,7859$$

Air umpan boiler yang disediakan sebelum sirkulasi

$$W' = \frac{105.132,9834}{0,7859}$$

$$= 133.767,2 \text{ lb/jam}$$

$$= 60.676,402 \text{ Kg/jam}$$

Jadi kebutuhan umpan air boiler sebesar = 60.676,402 Kg/jam

c. Perhitungan Kebutuhan Bahan Bakar Boiler

Untuk bahan bakar boiler digunakan minyak diesel (diesel oil) dengan

heating value (Hv) = 19525 btu/lb. Efisiensi pembakaran boiler = 85%

Kebutuhan bahan bakar boiler

$$mf = \frac{ms \times \lambda}{\eta_B \times Hv} \quad (\text{Severn, p.140})$$

dimana:

mf = massa bahan bakar (lb/jam)

ms = massa steam yang dihasilkan (lb/jam)

λ = entalpi uap jenuh steam (btu/lb)

η_B = efisiensi boiler, asumsi : 85 - 92 % (Severn, p.143)

Hv = nilai kalor bahan bakar (btu/lb) = 19200 btu/lb

maka:

$$\begin{aligned} mf &= \frac{105.132,98 \times 762,5975}{85\% \times 19200} \\ &= 4.912,6320 \text{ lb/jam} \\ &= 2228,3699 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

Diketahui densitas bahan bakar (ρ) = 54,9384 lb/ft³

Viskositas (μ) = 3,2 cP
= 0,0022 lb/ft.s

Maka rate volumetrik bahan bakar boiler :

$$\begin{aligned} Q &= \frac{mf}{\rho} \\ &= \frac{4912,6320}{54,9384} \\ &= 89,4207 \text{ ft}^3/\text{jam} \\ &= 2532,0643 \text{ liter/jam} \end{aligned}$$

d. Perhitungan Perpindahan Panas Boiler

Boiler yang digunakan adalah tipe water tube boiler dengan surface boiler sebesar = 10 ft²/HP (Severn, p.140)

Jadi luas perpindahan panas atau heating surface boiler (A)

$$\begin{aligned} A &= \text{power boiler} \times \text{heating surface boiler} \\ &= 2.396 \times 10 \\ &= 23.960 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena luas perpindahan panas lebih dari 120 ft², maka digunakan shell and tube

Ditetapkan tube boiler :

$$\begin{aligned} \text{Nominal Pipe Size (NPS)} &= 24 \text{ in} \\ \text{Schedule (Sch)} &= 20 \\ \text{Diameter luar (OD)} &= 24 \text{ in} = 1,9999 \text{ ft} \\ &= 0,6096 \text{ m} \\ \text{Diameter dalam (ID)} &= 23,25 \text{ in} = 1,9374 \text{ ft} \\ &= 0,5905 \text{ m} \\ \text{Luas penampang (A)} &= 425 \text{ in}^2 = 2,9514 \text{ ft}^2 \\ \text{Luas penampang/panjang (a)} &= 6,283 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ \text{Panjang tube (L)} &= 24 \text{ ft} = 7,3152 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka jumlah tube boiler (Nt) :

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{A}{a \times L} \\ &= \frac{23.960}{6,283 \times 24} \\ &= 158,89 \end{aligned}$$

Ditetapkan jumlah tube boiler sebanyak 159 buah

APPENDIX E

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi ini bertujuan untuk mendapatkan gambaran umum dari segi ekonomi mengenai layak tidaknya Pra Rencana Pabrik Pembuatan Metil salisilat ini didirikan. Analisa ekonomi dilakukan dengan tujuan untuk menafsirkan harga peralatan, maka dari itu diperlukan indeks harga yang dapat digunakan untuk mengkonversikan harga masa lampu terhadap harga tahun mendatang. Persamaan yang digunakan pada "Kusnarjo" 2010, halaman 11 :

$$C_x = C_k \frac{I_x}{I_k}$$

Dimana :

C_x = Taksiran harga alat yang akan dicari pada tahun tertentu

C_k = Harga taksiran alat pada tahun diketahui

I_x = Indeks harga pada tahun tertentu

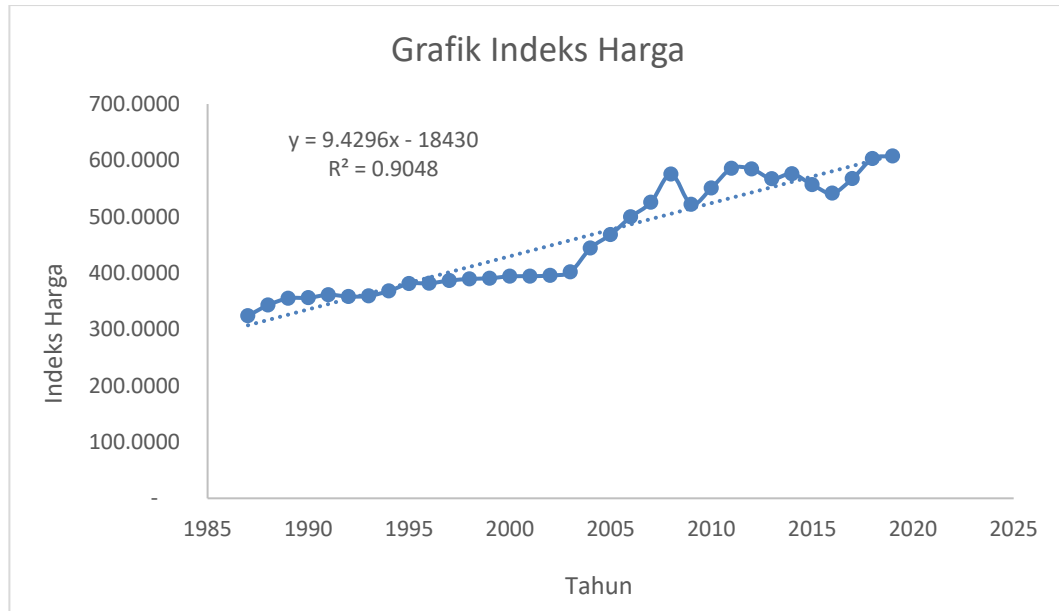
I_k = Indeks harga tahun diketahui

Tabel E.1. Indeks Harga Tahun

Tahun (X)	Indeks (Y)	Tahun (X)	Indeks (Y)	Tahun (X)	Indeks (Y)
1987	324	1999	391	2011	586
1988	343	2000	394	2012	585
1989	355	2001	394	2013	567
1990	356	2002	396	2014	576
1991	361	2003	402	2015	557
1992	358	2004	444	2016	542
1993	359	2005	468	2017	568
1994	368	2006	500	2018	603
1995	381	2007	525	2019	608
1996	382	2008	575		
1997	387	2009	522		
1998	390	2010	551		

Kenaikan harga indeks pada tahun 2006 – 2019 merupakan fungsi linier tahun dan indeks harga tahun ke n, berikut grafik dan persamaan yang dapat ditampilkan dibawah ini.

A. Indeks Harga



Dari grafik diatas maka persamaan linier kenaikan indeks pertahun saat ini adalah:

$$y = 9,4296 \cdot 2028 + 18430$$

Indeks harga pada tahun 2028 adalah : 693,8217

Tabel E.2 Perincian Proses Peralatan Pabrik Metil Salisilat pada Tahun 2014

No	Kode	Nama Alat	Tipe/Size	Bahan Konstruksi	Harga Satuan (US \$)
1	D-150	Menara Destilasi	Colomn, No internal, Large	Carbon Steel	\$ 491.700,00
2	R-140	CSTR	CSTR	Stainless Steel 316	\$ 376.400,00
3	R-160	CSTR	CSTR	Stainless Steel 316	\$ 445.432,00
4	E-112	Heater	Shell/Tube, Fixed/U, Small	Stainless Steel 316	\$ 31.700,00
5	E-132	Heater	Shell/Tube, Fixed/U, Large	Stainless Steel 316	\$ 312.500,00
6	E-142	Heater	Shell/Tube, Fixed/U, Large	Stainless Steel 316	\$ 243.700,00
7	E-122	Cooler	Shell/Tube, Fixed/U, Large	Stainless Steel 316	\$ 275.600,00
8	E-314	Cooler	Shell/Tube, Fixed/U, Large	Stainless Steel 316	\$ 458.900,00

9	E-311	Condenser	Shell/Tube, Fixed/U, Large	Stainless Steel 316	\$ 65.100,00
10	E-313	Reboiler	Shell/Tube, Fixed/U, Large	Stainless Steel 316	\$ 78.000,00
11	F-110	Tangki	Vert, Shop Fab, Medium	Carbon Steel	\$ 45.700,00
12	F-120	Tangki	API, Cone roof, Field Fab	Carbon Steel	\$ 46.800,00
13	M-130	Mixing Tank	Mixer/Settler	Carbon Steel	\$ 46.500,00
14	M-140	Mixing Tank	Mixer/Settler	Carbon Steel	\$ 60.100,00
15	F-511	Tangki	API, Cone roof, Field Fab	Carbon Steel	\$ 40.400,00
16	F-190	Silo Tank	Vert, Cone Roof, Flat Bot, Field Fab	Carbon Steel	\$ 465.700,00
17	H-125	Hopper	Hopper with bottom, Bolted	Stainless Steel 316	\$ 25.200,00
18	L-111	Reboiler	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	\$ 15.100,00
19	L-121	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	\$ 15.100,00
20	L-131	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	\$ 15.100,00
21	L-141	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	\$ 15.100,00
22	L-151	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	\$ 15.100,00
23	L-161	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	\$ 6.500,00
24	L-171	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	\$ 15.100,00
25	L-181	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	\$ 15.100,00
26	L-191	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	\$ 15.100,00
27	L-201	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	\$ 6.500,00
28	L-211	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	\$ 6.500,00
29	J-123	Belt Conveyor	Belt, Open Long	Carbon Steel	\$ 31.600,00

30	J-124	Bucket Elevator	Bucket 8" x 5"	Carbon Steel	\$ 17.900,00
31	J-314	Belt Conveyor	Belt, Open Long	Carbon Steel	\$ 26.000,00
32	J-315	Bucket Elevator	Bucket 8" x 5"	Carbon Steel	\$ 16.300,00
33	F-312	Accumulator	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Carbon Steel	\$ 14.800,00
34	Boiler	Boiler	Oil/gas Fired, Package	Carbon Steel	\$ 212.700,00
35	Generator	Generator	IWATA Generator IW400WS (500KVA SILENT/400KW) - Module Controller Deepsea-DSE6020		Rp 809.153.397
36	H-314	Hopper	Hopper with bottom, Bolted	Stainless Steel 316	\$ 24.900,00
37	D-510	Decanter	Horizontal, No Internals, Large	Carbon Steel	\$ 76.500,00

*Matche.com

B. Harga Peralatan

Setelah memperoleh Indeks Harga pada tahun ini, dengan menggunakan metode penafsiran harga, maka didapatkan harga peralatan proses seperti pada tabel E.2

Diketahui : 1 \$ = Rp16.262,7203 (Penafsiran tahun 2028)

Harga alat pada tahun 2028 =

$$C_x = C_k \frac{I_x}{I_k}$$

$$C_x = \$ 491.700 \cdot \frac{693,8}{576,1} = \$ 592.158,17$$

Tabel E.2 Perincian Proses Peralatan Pabrik Metil Salisilat pada Tahun 2028

No	Kode	Nama Alat	Tipe/Size	Bahan Konstruksi	Harga Satuan (US \$)	Jumlah	Harga Total (US \$)
1	D-150	Menara Destilasi	Colomn, No internal, Large	Carbon Steel	491.700,00	1	592.158,1670
2	R-140	CSTR	CSTR	Stainless Steel 316	376.400,00	1	453.301,4726

3	R-160	CSTR	CSTR	Stainless Steel 316	445.432,00	1	536.437,2517
4	E-112	Heater	Shell/Tube, Fixed/U, Small	Stainless Steel 316	31.700,00	1	38.176,5587
5	E-132	Heater	Shell/Tube, Fixed/U, Large	Stainless Steel 316	312.500,00	1	376.346,2013
6	E-142	Heater	Shell/Tube, Fixed/U, Large	Stainless Steel 316	243.700,00	1	293.489,8217
7	E-122	Cooler	Shell/Tube, Fixed/U, Large	Stainless Steel 316	275.600,00	1	331.907,2419
8	E-314	Cooler	Shell/Tube, Fixed/U, Large	Stainless Steel 316	458.900,00	1	552.656,8698
9	E-311	Condenser	Shell/Tube, Fixed/U, Large	Stainless Steel 316	65.100,00	1	78.400,4407
10	E-313	Reboiler	Shell/Tube, Fixed/U, Large	Stainless Steel 316	78.000,00	1	93.936,0119
11	F-110	Tangki	Vert, Shop Fab, Medium	Carbon Steel	45.700,00	1	55.036,8685
12	F-120	Tangki	API, Cone roof, Field Fab	Carbon Steel	46.800,00	1	56.361,6071
13	M-130	Mixing Tank	Mixer/Settler	Carbon Steel	46.500,00	1	56.000,3148
14	M-140	Mixing Tank	Mixer/Settler	Carbon Steel	60.100,00	1	72.378,9014
15	F-511	Tangki	API, Cone roof, Field Fab	Carbon Steel	40.400,00	1	48.654,0369
16	F-190	Silo Tank	Vert, Cone Roof, Flat Bot, Field Fab	Carbon Steel	465.700,00	1	560.846,1631
17	H-125	Hopper	Hopper with bottom, Bolted	Stainlees Steel 316	25.200,00	1	30.348,5577
18	L-111	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainlees Steel 316	15.100,00	2	36.370,0969
19	L-121	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	15.100,00	2	36.370,0969
20	L-131	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	15.100,00	2	36.370,0969
21	L-141	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	15.100,00	2	36.370,0969
22	L-151	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	15.100,00	2	36.370,0969
23	L-161	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	6.500,00	2	15.656,0020

24	L-171	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	15.100,00	2	36.370,0969
25	L-181	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	15.100,00	2	36.370,0969
26	L-191	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	15.100,00	2	36.370,0969
27	L-201	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	6.500,00	2	15.656,0020
28	L-211	Pompa Proses	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Stainless Steel 316	6.500,00	2	15.656,0020
29	J-123	Belt Conveyor	Belt, Open Long	Carbon Steel	31.600,00	1	38.056,1279
30	J-124	Bucket Elevator	Bucket 8" x 5"	Carbon Steel	17.900,00	1	21.557,1104
31	J-314	Belt Conveyor	Belt, Open Long	Carbon Steel	26.000,00	1	31.312,0040
32	J-315	Bucket Elevator	Bucket 8" x 5"	Carbon Steel	16.300,00	1	19.630,2179
33	F-312	Accumulator	Horizontal, ANSI, 1-Stage	Carbon Steel	14.800,00	1	17.823,7561
34	Boiler	Boiler	Oil/gas Fired, Package	Carbon Steel	212.700,00	1	256.156,2785
35	Generator	Generator	IWATA Generator IW400WS (7500KVA SILENT/400KW) - Module Controller Deepsea-DSE6020	-	Rp 809.153.397,00	1	49.755,1074
36	H-314	Hopper	Hopper with bottom, Bolted	Stainless Steel 316	24.900,00	1	29.987,2653
37	D-510	Decanter	Horizontal, No Internals, Large	Carbon Steel	76.500,00	1	92.129,5501
	Total					48	5.120.772,6853

C. Perhitungan Biaya

1. Biaya Pembelian Bahan Baku

- **Metanol**

Sumber	= PT Kaltim Methanol Industri (<i>alibaba.com</i>)
Harga (2023)	= US\$ 300/ton
Kebutuhan per tahun	= 87.830,3882 ton/tahun
Biaya per tahun (2023)	= US\$ 26.349.116,47
Rasio IH 2028/2023	= 1,0729
Biaya per tahun (2028)	= US\$ 28.270.259,91

- **Asam Salisilat**

Sumber	= Haihang Industry Co., Ltd (<i>alibaba.com</i>)
Harga (2023)	= US\$ 120/ton
Kebutuhan per tahun	= 47.543,8132 ton/tahun
Biaya per tahun (2023)	= US\$ 5.705.257,59
Rasio IH 2028/2023	= 1,0729
Biaya per tahun (2028)	= US\$ 6.121.234,28

- **Katalis Asam Sulfat**

Sumber	= PT Petrokimia Gresik (<i>chemicalbook.com</i>)
Harga (2023)	= US\$ 900/ton
Kebutuhan per tahun	= 10.829,9361 ton/tahun
Biaya per tahun (2023)	= US\$ 9.746.942,51
Rasio IH 2028/2023	= 1,0729
Biaya per tahun (2028)	= US\$ 2.392.828,1832

- **Natrium Karbonat**

Sumber	= PT Petrokimia Gresik (<i>chemicalbook.com</i>)
Harga (2023)	= US\$ 200/ton
Kebutuhan per tahun	= 10.399,3768 ton/tahun
Biaya per tahun (2023)	= US\$ 2.079.875,36
Rasio IH 2028/2023	= 1,0729

Biaya per tahun (2028) = US\$ 2.231.521,39

2. Perhitungan Biaya Bahan Bakar

Sumber = PT Badak LNG
Harga (2023) = US\$ 13,7/mmBtu
Kebutuhan per tahun = 11.538,1101 mmBtu/tahun
Biaya per tahun (2023) = US\$ 151,9569
Rasio IH 2028/2023 = 1,0729
Biaya per tahun (2028) = US\$ 163,0363

3. Perhitungan Biaya Kebutuhan Air

Sumber = PT. Kaltim Daya Mandiri
Harga (2023) = Rp. 17,95/m³
Kebutuhan per tahun = 6.391.891,2392 m³/tahun
Total biaya air = Rp. 114.734.447,7440
= US\$ 7.055,0588

4. Perhitungan Biaya Listrik

Sumber = PT. PLN
Harga (2023) = Rp. 996,74/kwh
Kebutuhan per tahun = 167.117,7347 kwh/tahun
Total biaya air = Rp. 166.572.930,8418
= US\$ 10.242,62

5. Perhitungan Biaya Tanah

Harga tanah per m² = Rp 1.500.000,00 (*olx.co.id*)
Luas tanah = 65.000 m²
Total biaya tanah = Rp 97.500.000.000,00
= US\$ 5.995.306,9352 (Kurs 2028)

6. Perhitungan Biaya Bangunan

Biaya bangunan per m² = Rp 3.500.000,00 (*rumah.com*)
Luas bangunan = 35.000 m²
Total biaya bangunan = Rp 122.500.000.000,00
= US\$ 7.532.565,1237 (Kurs 2028)

7. Biaya Gaji Karyawan

NO.	Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan	Total Gaji/bulan
	Dewan Komisaris	6	40.000.000,0000	240.000.000,0000
1	Direktur Utama	1	37.500.000,00	37.500.000,00
2	Sekretaris Direktur	1	18.750.000,00	18.750.000,00
3	Manajer Teknik dan Produksi	1	25.000.000,00	25.000.000,00
4	Sekretaris Manajer Teknik dan Produksi	1	18.750.000,00	18.750.000,00
5	Kepala Bagian Pengolahan dan Produksi	1	22.500.000,00	22.500.000,00
6	Kepala Seksi Proses	1	18.750.000,00	18.750.000,00
7	Supervisor	4	16.250.000,00	65.000.000,00
8	Foreman	16	13.750.000,00	220.000.000,00
9	Operator Kontrol	36	10.000.000,00	360.000.000,00
10	Operator Lapangan	44	10.000.000,00	440.000.000,00
11	Kepala Seksi Utilitas	1	18.750.000,00	18.750.000,00
12	Supervisor	4	16.250.000,00	65.000.000,00
13	Foreman	16	13.750.000,00	220.000.000,00
14	Operator Kontrol	24	10.000.000,00	240.000.000,00
15	Operator Lapangan	44	10.000.000,00	440.000.000,00
16	Kepala Bagian Pemeliharaan dan Instrumentasi	1	18.750.000,00	18.750.000,00
17	Kepala Seksi Pemeliharaan dan Perbengkelan	1	16.250.000,00	16.250.000,00
18	Staff Seksi Pemeliharaan	4	10.000.000,00	40.000.000,00
19	Pekerja Bengkel	8	7.500.000,00	60.000.000,00
20	Kepala Seksi Instrumen	1	16.250.000,00	16.250.000,00
21	Staff Seksi Instrumen	4	10.000.000,00	40.000.000,00
22	Operator Seksi Instrumen	8	7.500.000,00	60.000.000,00
23	Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan	1	18.750.000,00	18.750.000,00
24	Kepala Seksi Perencanaan	1	16.250.000,00	16.250.000,00
25	Staff Seksi Perencanaan	4	10.000.000,00	40.000.000,00
26	Kepala Seksi Riset dan Pengembangan	1	16.250.000,00	16.250.000,00
27	Staff Seksi Riset dan Pengembangan	4	10.000.000,00	40.000.000,00
28	Kepala Seksi Laboratorium	1	16.250.000,00	16.250.000,00
29	Staff Seksi Laboratorium	2	10.000.000,00	20.000.000,00
30	Analisis	4	7.500.000,00	30.000.000,00

31	Manajer Pemasaran dan Keuangan	1	25.000.000,00	25.000.000,00
32	Sekretaris Manajer Pemasaran dan Keuangan	1	18.750.000,00	18.750.000,00
33	Kepala Bagian Keuangan	1	18.750.000,00	18.750.000,00
34	Kepala Seksi Administrasi	1	16.250.000,00	16.250.000,00
35	Staff Seksi Administrasi	4	10.000.000,00	40.000.000,00
36	Kepala Seksi Keuangan	1	16.250.000,00	16.250.000,00
37	Staff Seksi Keuangan	4	10.000.000,00	40.000.000,00
38	Kepala Bagian Pembelian dan Pemasaran	1	18.750.000,00	18.750.000,00
39	Kepala Seksi Pembelian	1	16.250.000,00	16.250.000,00
40	Staff Seksi Pembelian	4	10.000.000,00	40.000.000,00
41	Kepala Seksi Penjualan dan Promosi	1	16.250.000,00	16.250.000,00
42	Staff Seksi Penjualan dan Promosi	4	10.000.000,00	40.000.000,00
43	Kepala Seksi Pergudangan	1	16.250.000,00	16.250.000,00
44	Pekerja Gudang	6	7.500.000,00	45.000.000,00
45	Manajer Umum dan Kepegawaian	1	25.000.000,00	25.000.000,00
46	Sekretaris Manajer Umum dan Kepegawaian	1	18.750.000,00	18.750.000,00
47	Kepala Bagian Personalia	1	18.750.000,00	18.750.000,00
48	Kepala Seksi Humas	1	15.000.000,00	15.000.000,00
49	Staff Seksi Humas	4	10.000.000,00	40.000.000,00
50	Kepala Seksi Kepegawaian	1	15.000.000,00	15.000.000,00
51	Staff Seksi Kepegawaian	4	10.000.000,00	40.000.000,00
52	Kepala Seksi Diklat	1	15.000.000,00	15.000.000,00
53	Staff Seksi Diklat	4	10.000.000,00	40.000.000,00
54	Kepala Bagian Pelayanan Umum	1	18.750.000,00	18.750.000,00
55	Kepala Seksi Kesehatan	1	17.500.000,00	17.500.000,00
56	Dokter	2	15.000.000,00	30.000.000,00
57	Perawat	4	10.000.000,00	40.000.000,00
58	Staff Seksi Kesehatan	6	7.500.000,00	45.000.000,00
59	Kepala Seksi Administrasi Umum	1	15.000.000,00	15.000.000,00
60	Staff Seksi Administrasi Umum	4	10.000.000,00	40.000.000,00
61	Kepala Seksi Transportasi	1	12.500.000,00	12.500.000,00
62	Pengemudi	8	7.500.000,00	60.000.000,00

63	Kepala Seksi Keamanan dan Keselamatan Kerja	1	12.500.000,00	12.500.000,00
64	Pemadan Kebakaran	10	7.500.000,00	75.000.000,00
65	Security	10	7.500.000,00	75.000.000,00
66	HSE	10	10.000.000,0000	100.000.000,00
TOTAL		354		Rp 4.035.000.000,00

Total Gaji karyawan/bulan = Rp4.035.000.000,00

Total Gaji karyawan/bulan + THR = Rp52.455.000.000,00

= \$ 3.225.475,13

8. Perhitungan *Total Capital Investment* (TCI)

7. *Direct Cost*

Equipment, Installation, dan investment	Persentase	Jumlah
Peralatan dan Biaya pengiriman		\$ 5.120.772,69
Instalasi	20%	\$ 1.024.154,54
Instrumentasi dan control	18%	\$ 921.739,08
Perpipaan terpasang	45%	\$ 2.304.347,71
Pelistrikan terpasang	14%	\$ 716.908,18
Bangunan		\$ 7.532.565,12
Service facilities	40%	\$ 2.048.309,07
Tanah		5.995.306,94
Total		25.664.103,32

8. *Indirect Cost*

Engineering and Supervision	10% x DC	\$ 2.566.410,33
Construction	12% x DC	\$ 3.079.692,40
Biaya tak terduga	10% x FCI	\$ 3.478.911,78
Total		\$ 9.125.014,51

9. *Fixed Capital Investment*

FCI	DC + IDC	\$ 34.789.117,84
-----	----------	------------------

10. *Working Capital Investment*

WCI	15% x TCI	\$ 6.139.256,09
-----	-----------	-----------------

11. Total Capital Investment (TCI)

TCI	FCI + WCI	\$ 40.928.373,93
-----	-----------	------------------

12. Modal Perusahaan

Modal sendiri	60% x FCI	\$ 20.873.470,70
Modal Bank (Pinjaman)	40% x FCI	\$ 13.915.647,14

9. *Total Production Cost (TPC)*

3. *Manufacturing Cost (MC)*

Direct Production Cost (DPC)

Bahan Baku		\$ 47.080.618,52
Pegawai Pabrik (PP)		\$ 3.225.475,13
Biaya Pengawas/ Supervisi (S)	10% x PP	\$ 322.547,51
Maintenance & repair (MR)	5% x FCI	\$ 1.739.455,89
Operating supplies	15% x MR	\$ 260.918,38
Laboratory charge	15% x PP	\$ 483.821,27
Patent & Royalties	0,5% x TPC	\$ 330.297,78
Utilities		\$ 17.460,72
Total		\$ 53.460.595,21

Fixed Charge (FC)

Depresiasi alat	10% x FCI	\$ 3.478.911,78
Depresiasi bangunan	4% x FCI	\$ 1.392.564,71
Pajak Lokal	4% x FCI	\$ 1.392.564,71
Asuransi pabrik	0,5% x TPC	\$ 173.945,59
Biaya Sewa Tanah	-	-
Total		\$6.435.986,80

Plant Overhead (POC)

Plant Overhead Cost	50% x (PP+MR+S)	\$ 2.643.739,27
---------------------	-----------------	-----------------

Maka, *Total Manufacturing Cost* (MC)

<i>Total Manufacturing Cost</i> (MC)	DPC + FC + POC	\$62.539.953,14
--------------------------------------	----------------	-----------------

4. *General Expenses* (GE)

Administrasi	2% x (PP+MR+S)	\$ 105.749,57
Distribusi	3% x TPC	\$1.979.577,82
Research and Development	2% x TPC	\$1.319.718,55
Financing	0,1% x TCI	\$ 40.928,37
Total		\$3.445.974,32

Sehingga *Total Production Cost* (TPC)

Total TPC	MC + GE	\$65.985.927,45
-----------	---------	-----------------

10. Perhitungan Laba

Total Penjualan/tahun (TP)	\$ 1,60 x 50.000.000	\$ 79.999.999,83
Total Biaya Produksi (TPC)		\$65.985.927,45
Laba Before Pajak (LBP)	TP - TPC	\$ 14.014.072,38
Pajak Pendapatan 30% (P)	30% x LBP	\$ 4.204.221,71
LabaAfter Pajak (LAP)	LBP - P	\$9.809.850,67

11. Perhitungan *Rate Of Return* (ROR)

Rumus :

$$ROR = \frac{\text{Laba bersih per tahun}}{\text{Modal}} \times 100\%$$

$$ROR \text{ sebelum Pajak} = \frac{\$ 14.014.072,38}{\$ 34.789.117,84} \times 100\% = 40,28\%$$

$$ROR \text{ setelah Pajak} = \frac{\$ 9.809.850,67}{\$ 34.789.117,84} \times 100\% = 28,20\%$$

12. Perhitungan *Pay Out Time* (POT)

Menghitung Depresiasi

$$FCI = \$ 34.789.117,8380$$

Lama Pabrik Beroperasi = 10 tahun

Depresiasi = \$3.478.911,7838

$$\% \text{ Depresiasi} = \frac{FCI/Modal}{Lama Pabrik Beroperasi} \times 100\% = 10\%$$

Rumus :

$$POT = \frac{Modal}{Laba \text{ per tahun} + Depresiasi \text{ per tahun}}$$

$$POT \text{ sebelum Pajak} = \frac{\$ 34.789.117,84}{\$ 14.014.072,38 + 3.478.911,78} = 1,99 \text{ Tahun}$$

$$POT \text{ setelah Pajak} = \frac{\$ 34.789.117,84}{\$ 9.809.850,67 + \$ 3.478.911,78} = 2,62 \text{ Tahun}$$

13. Perhitungan BEP

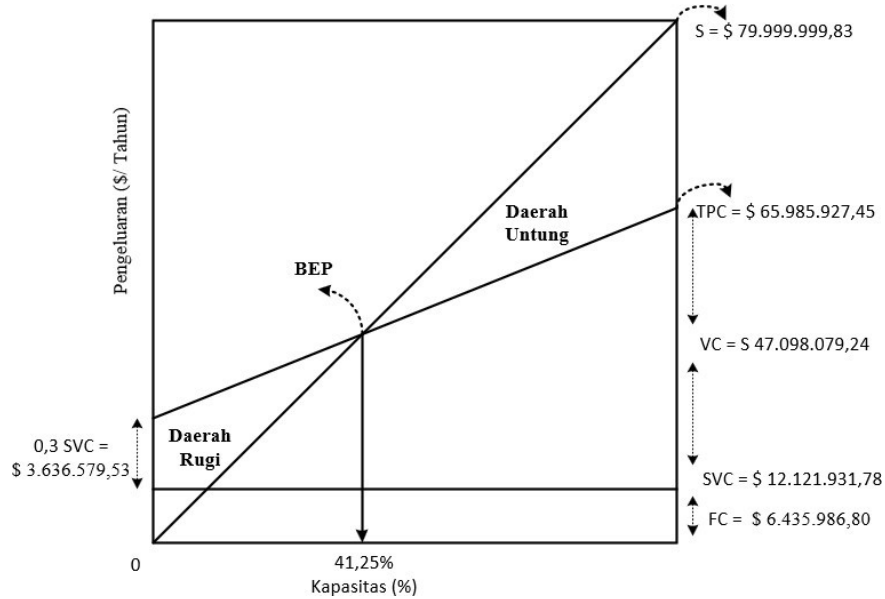
Fixed Charge (FC)	-	\$ 5.392.313,26
Semi Variable Cost (SVC)	Pegawai Pabrik (PP)	\$ 3.225.475,13
	Plant Overhead	\$ 2.643.739,27
	Pengawas/Supervise (S)	\$ 322.547,51
	General Expenses	\$3.445.974,32
	Laboratory Charge	\$ 483.821,27
	Maintenance & repair (MR)	\$ 1.739.455,89
	Operating Supplies	\$ 260.918,38
Total		\$12.121.931,78
Variable Cost (VC)	Bahan Baku	\$ 47.080.618,52
	Utility	\$ 17.460,72
Total		\$ 47.098.079,24
Sell (S)	-	\$ 79.999.999,83

Rumus :

$$BEP = \frac{(FC + 0,3 SVC)}{(S - 0,7 SVC - VC)} \times 100\%$$

$$BEP = \frac{(\$ 5.392.313,26 + 0,3 \cdot \$12.121.931,78)}{(\$ 79.999.999,83 - 0,7 \cdot \$12.121.931,78 - \$ 47.098.079,24)} \times 100\%$$

$$= 41,25\%$$



Grafik E.1 Kapasitas pada Keadaan *Break Even Point*

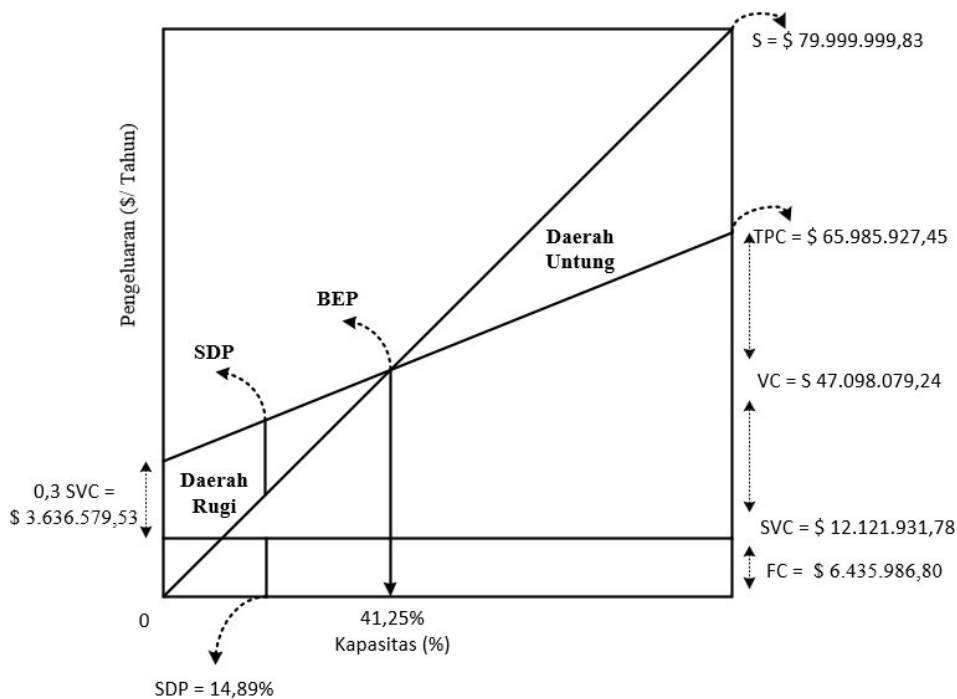
14. Perhitungan *Shut Down Rate* (SDR)

Rumus :

$$SDR = \frac{0,3 SVC}{(S - 0,7 SVC - VC)} \times 100\%$$

$$SDR = \frac{0,3 \cdot \$12.121.931,78}{(\$ 79.999.999,83 - 0,7 \cdot \$12.121.931,78 - \$ 47.098.079,24)} \times 100\%$$

$$= 14,89\%$$



Grafik E.2 Kapasitas pada Keadaan *Shut Down Point*

15. Perhitungan IRR

Rumus :

$$IRR = i_2 \frac{NPV1}{NPV1 - NPV2} \times (i_2 - i_1)$$

2. Menghitung NPV

Bunga Bank = 11.30%

Faktor Diskon = 15%

Diasumsikan masa kontruksi 2 tahun, tahun ke -1 40% dan tahun ke-2 60%.

Rumus :

$$C_{A1} = 0,4 \times FCI \times (1 + i)^2$$

$$C_{A1} = 0,4 \times \$ 34.789.117,84 \times (1 + 12)^2 = \$ 17.455.787,77$$

$$C_{A2} = 0,4 \times FCI \times (1 + i)^1$$

$$C_{A2} = 0,4 \times \$ 34.789.117,84 \times (1 + 12)^1 = \$ 23.378.287,19$$

$$C_{A0} = - C_{A1} - C_{A2}$$

$$= -\$ 17.455.787,77 - \$ 23.378.287,19$$

$$= \$ 40.834.074,95$$

Nilai penerimaan Cash Flow setelah pajak untuk tahun pertama

Sehingga Cash Flow pajak pada tahun pertama

$$\begin{aligned}C_A &= \text{Laba Bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\&= \$ 9.809.850,67 + \$ 3.478.911,78 \\&= \$ 13.288.762,45\end{aligned}$$

Untuk produksi tahun pertama kapasitas 60% dari kapasitas sebenarnya

$$\frac{PBi}{PB} = \frac{(100 - BEP) - (100\% - \text{kapasitas})}{(100 - 41,25\%)}$$

Dimana :

PBi = Keuntungan pada % kapasitas yang tercapai (dibawah 100%)

PB = Keuntungan pada kapasitas 100%

$$\frac{PBi}{\$10.582.942,1739 P} = \frac{(100 - 36,85) - (100\% - 60\%)}{(100 - 36,85)}$$

$$PBi = \$ 3.340.552,32$$

Sehingga Cash Flow setelah pajak untuk tahun pertama

$$\begin{aligned}CA &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\&= \$ 3.096.522,58 + \$ 3.478.911,78 \\&= \$ 6.575.434,36\end{aligned}$$

Untuk produksi tahun pertama kapasitas 80% dari kapasitas sebenarnya

$$\frac{PBi}{\$9.809.850,6664} = \frac{(100 - 41,25\%) - (100\% - 80\%)}{(100 - 36,85)}$$

$$PBi = \$ 6.453.186,62$$

Sehingga Cash Flow setelah pajak untuk tahun kedua

$$\begin{aligned}CA &= \text{Laba bersih tahun pertama} + \text{Depresiasi alat} \\&= \$ 6.453.186,62 + \$ 3.478.911,78 \\&= \$ 9.932.098,4\end{aligned}$$

Tabel E.4. Cash Flow untuk NPV selama 10 tahun

Tahun ke	Cash Flow (CA) (\$)	Fd i = 12 %	NPV (\$)
0	\$ (40.834.074,95)	1	\$ (40.834.074,95)
1	\$ 5.870.923,54	0,89	\$ 6.088.807,24
2	\$ 7.917.808,04	0,80	\$ 8.323.229,46
3	\$ 9.458.678,63	0,71	\$ 10.008.949,89
4	\$ 8.445.248,78	0,64	\$ 8.936.562,41
5	\$ 7.540.400,69	0,57	\$ 7.979.073,58
6	\$ 6.732.500,62	0,51	\$ 7.124.172,84
7	\$ 6.011.161,27	0,45	\$ 6.360.868,60
8	\$ 5.367.108,27	0,40	\$ 5.679.346,97
9	\$ 4.792.060,96	0,36	\$ 5.070.845,51
10	\$ 4.278.625,86	0,32	\$ 4.527.540,63
WCI			\$ 6.139.256,09
Total			\$ 25.580.441,70

Karena nilai NPV (+) maka pabrik layak untuk didirikan

Tahun ke	Cash Flow (CA) (\$)	Fd i(0.20)	NPV1 (\$) i = 22%	Fd i(0.25)	NPV2 (\$) i = 23%
0	\$ (40.834.074,95)	1	\$ (40.834.074,95)	1	\$ (40.834.074,95)
1	\$ 6.575.434,36	0,82	\$ 5.389.700,30	0,81	\$ 5.345.881,60
2	\$ 9.932.098,41	0,67	\$ 6.673.003,50	0,66	\$ 6.564.940,45
3	\$ 13.288.762,45	0,55	\$ 7.318.213,01	0,54	\$ 7.141.167,24
4	\$ 13.288.762,45	0,45	\$ 5.998.535,25	0,44	\$ 5.805.827,02
5	\$ 13.288.762,45	0,37	\$ 4.916.832,17	0,36	\$ 4.720.184,57
6	\$ 13.288.762,45	0,30	\$ 4.030.190,31	0,29	\$ 3.837.548,43
7	\$ 13.288.762,45	0,25	\$ 3.303.434,68	0,23	\$ 3.119.958,07
8	\$ 13.288.762,45	0,20	\$ 2.707.733,34	0,19	\$ 2.536.551,28
9	\$ 13.288.762,45	0,17	\$ 2.219.453,56	0,16	\$ 2.062.236,81
10	\$ 13.288.762,45	0,14	\$ 1.819.224,23	0,13	\$ 1.676.615,29
WCI			\$ 6.139.256,09		\$ 6.139.256,09
Total			\$ 3.542.245,38		\$ 1.976.835,81

(Memenuhi syarat jika tanda NPV1 dan NPV2 adalah berbeda)

$$IRR = i_2 \frac{NPV2}{NPV1 - NPV2} \times (i_2 - i_1)$$

$$IRR = 23\% \frac{\$ 1.976.835,81}{\$ 1.976.835,81 - \$ 3.542.245,38} \times (23\% - 22\%)$$

IRR = 24,26% (Pabrik layak didirikan karena nilai IRR lebih besar dari suku bunga bank 11,30%)

LEMBAR BIMBINGAN SKRIPSI

Nama : Ika Dalu Prasetyawan
NIM : 2214917
Judul : Pra Rancang Pabrik Metil Salisilat dari Asam Salisilat dan Metanol dengan Proses Esterifikasi Kapasitas 50.000 TON/tehun

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	20-Sep-23	Pendahuluan	
2	14-Oct-23	Flowsheet	
3	29-Oct-23	Perhitungan neraca masa	
4	2-Nov-23	Perhitungan neraca masa	
5	21-Nov-23	Perhitungan neraca panas	
6	14-Dec-23	Perancangan alat utama	
7	28-Dec-23	Perancangan spesifikasi alat	
8	5-Jan-24	Tata letak pabrik	
9	16-Jan-24	Utilitas	
10	29-Jan-24	Analisis ekonomi	
11	3-Feb-24	Persiapan makalah seminar	
12	10-Feb-24	Revisi makalah seminar	



PERBAIKAN SKRIPSI

Berdasarkan Ujian Skripsi Jurusan Teknik Kimia Jenjang Strata Satu (S-1) Yang di adakan pada:

Hari : Sabtu
Tanggal : 17 Februari 2024

Perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Fina Marta Z ; Ika Dalu
NIM : 2214914 ; 2214917

Perbaikan tersebut meliputi:

Penggambaran alat pada flowsheet, disesuaikan dengan referensi

(Ulrich).....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

Malang, 17 Februari 2024

Penguji

Dr. Ir. Nanik Astuti Rahman, ST. MT.



INSTITUT TEKNOLOGI NASIONAL MALANG

Kampus I : Jln Bendungan Sigura-gura No.2 Malang

Kampus II : Jln Raya Karanglo Km 2 Malang

PERBAIKAN SKRIPSI

Berdasarkan Ujian Skripsi Jurusan Teknik Kimia Jenjang Strata Satu (S-1) Yang di adakan pada:

Hari : Sabtu

Tanggal : 17 Februari 2024

Perlu adanya perbaikan pada Skripsi Berikut :

Nama : Fina marta Z/Ika Dalu

NIM : 2214914 / 2214917

Perbaikan tersebut meliputi :

Cek PFD Instrumentasinya

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

Malang, 17 Februa 2024

Penguji

.....

PRA RENCANA PABRIK METIL SALISILAT (C₈H₈O₃) DARI ASAM SALISILAT DAN METANOL DENGAN PROSES ESTERIFIKASI KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN

ORIGINALITY REPORT

17%

SIMILARITY INDEX

17%

INTERNET SOURCES

0%

PUBLICATIONS

%

STUDENT PAPERS

PRIMARY SOURCES

1

www.scribd.com

Internet Source

7%

2

eprints.itn.ac.id

Internet Source

3%

3

pt.scribd.com

Internet Source

2%

4

pdfcoffee.com

Internet Source

1%

5

idoc.pub

Internet Source

1%

6

vbook.pub

Internet Source

1%

7

dspace.uui.ac.id

Internet Source

1%

8

docobook.com

Internet Source

1%

www.coursehero.com

Exclude quotes Off
Exclude bibliography On

Exclude matches < 1%