

**PRA RANCANGAN PABRIK DIMETIL FTALAT  
DARI FTALAT ANHIDRIDA DAN METANOL  
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**



**Disusun Oleh:**

**Humahera Yanti (4518044053)**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK  
UNIVERSITAS BOSOWA**

**MAKASSAR**

**2021**

**HALAMAN PERSETUJUAN**

**PRA RANCANGAN PABRIK DIMETIL FTALAT  
DARI FTALAT ANHIDRIDA DAN METANOL  
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh:

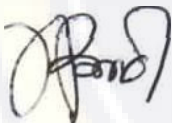
Humahera Yanti (4518044053)

UNIVERSITAS

**BOSOWA**

Telah disetujui oleh:

**Dosen Pembimbing I**



**Hermawati., S.Si, .M,Eng**  
NIDN. 0924077101

**Dosen Pembimbing II**



**M.Tang., S.T., M.Pkim.**  
NIDN. 0913027503

HALAMAN PENGESAHAN

**PRA RANCANGAN PABRIK DIMETIL FTALAT  
DARI FTALAT ANHIDRIDA DAN METANOL  
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

Disusun Oleh:

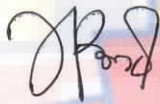
**Humahera Yanti (4518044053)**

Telah dipertahankan di depan Dewan Penguji

Pada tanggal 19 Agustus 2021 dan dinyatakan telah memenuhi syarat

Pembimbing I

Pembimbing II



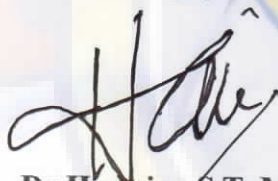
Hermawati, S.Si., M.Eng  
NIDN. 0924077101



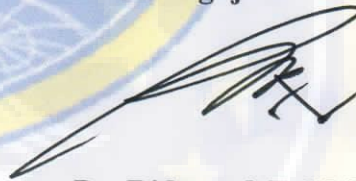
M. Tang, S.T., M.Pkim.  
NIDN.0913027503

Penguji I

Penguji II



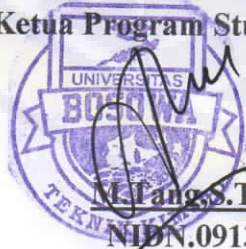
Dr. Hamsina, S.T., M.Si  
NIDN. 0924067601



Dr. Ridwan, S.T., M.Si  
NIDN. 0910127101

Makassar, 23/8 - 2021

Ketua Program Studi Teknik Kimia



M. Tang, S.T., M.Pkim.  
NIDN.0913027503

## KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa atas segala rahmat dan karuniaNya sehingga penyusun dapat menyelesaikan pra rancangan pabrik ini, tugas ini disusun sebagai salah satu syarat yang harus dipenuhi untuk menyelesaikan program studi S1 pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Bosowa Makassar. Pada kesempatan ini penyusun mengucapkan terima kasih atas segala bantuan dari banyak pihak. Penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Ridwan,S.T.,M.Si. selaku Dekan Teknik Universitas Bosowa
2. Bapak M.Tang, S.T., M.Pkim selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia UNIBOS
3. Ibu Hermawarti, S.Si., M.Eng dan Bapak M.Tang, S.T., M.Pkim selaku dosen pembimbing, serta seluruh Dosen jurusan Teknik Kimia, Universitas Bosowa
4. Teristimewa, kedua Orang Tua penulis bapak Juansa & Ibu Rusniati, adik penulis Hariyadi & Muh. Qeyro, serta keluarga besar yang tak pernah lelah memberikan semangat.
5. Staff jurusan Kak Yuli yang sangat baik dalam mengurus berkas-berkas penulis dan staff lab Kak Nurmi yang mendampingi penulis pada saat penelitian di lab.
6. Teman-teman seperjuangan ujian tutup penulis kak Dedy, Kak Selin, Kak Nisa, dan Kak Vian.
7. Teman-teman seperjuangan HIMATEK UNIBOS terkhusus kepada Lisa, Ani, Faldi, Eve, Nurul, Desi, Sari, Ika, Irpan, Wira, kak Mursid, kak Aso, kak Nyong, serta adik-adik angkatan 2019 dan 2020.
8. Teman-teman Korean Mate (Iis, Eka, Hijry, Suci, Cimmi, Aurel, dan Farid) yang selalu memberikan up date an drakor kepada penulis. Dan tak terlupakan Cunniaya sebagai partner ke jogja penulis.
9. Teristimewa Muhammad Restuwandi Salim,S.Ars yang selalu ada mendampingi penulis pada saat penulisan tugas akhir ini maupun pada saat penulis seminar.

Dan masih banyak lagi pihak yang membantu penulis dalam menyelesaikan tugas akhir ini yang belum sempat disebutkan namanya.

Makassar, 20 Agustus 2021

Humahera Yanti

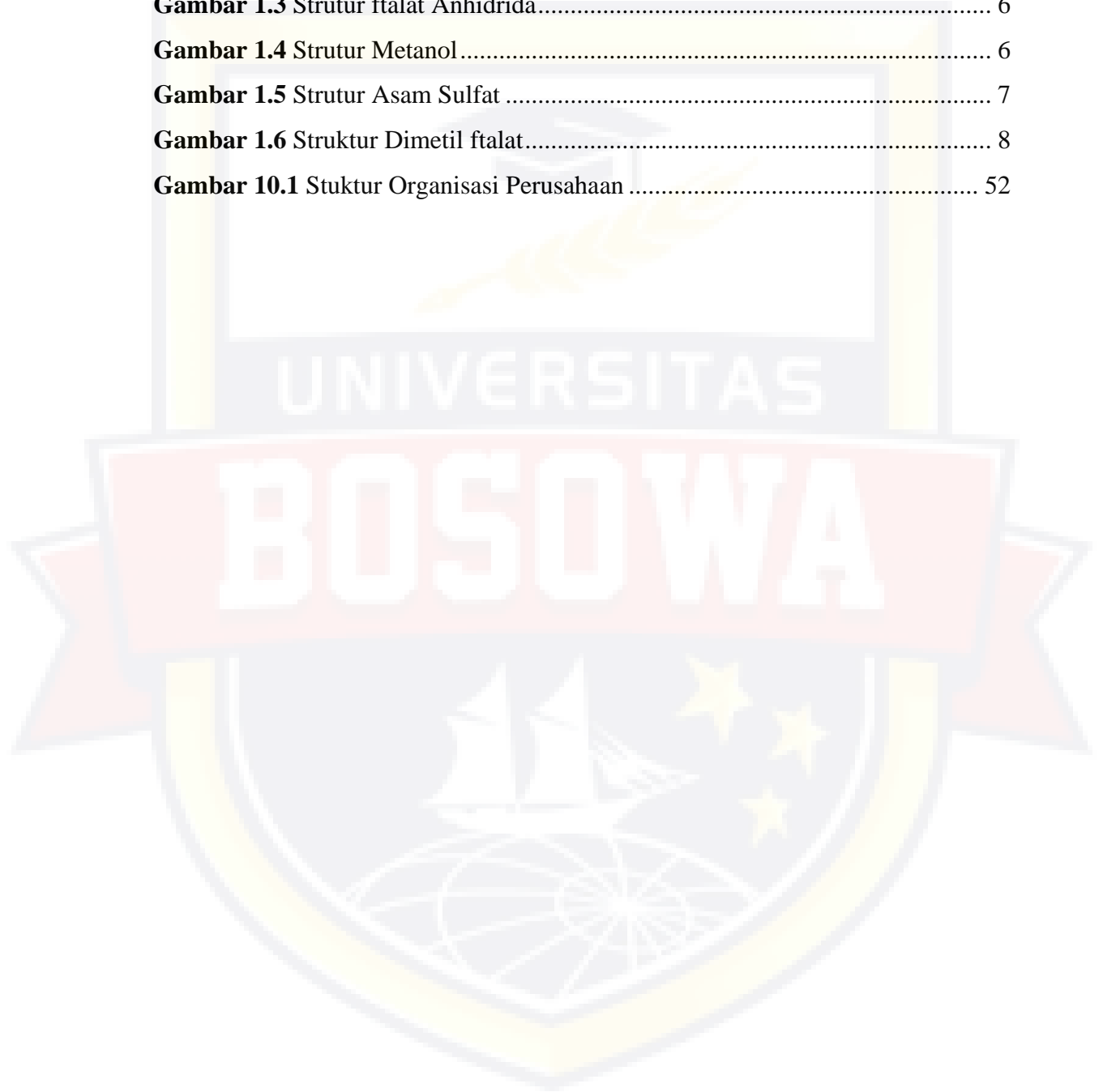
## DAFTAR ISI

<b>COVER</b> .....	i
<b>HALAMAN PERSETUJUAN</b> .....	ii
<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> .....	iii
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	iv
<b>DAFTAR ISI</b> .....	v
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	vii
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	viii
<b>INTISARI</b> .....	xi
<b>BAB I. PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1    Latar Belakang .....	1
1.2    Penentuan Kapasitas Pabrik .....	2
1.3    Pemilihan Lokasi Pabrik .....	4
1.4    Tinjauan Pustaka .....	6
<b>BAB II. URAIAN PROSES</b> .....	11
2.1    Tahap Persiapan Bahan Baku.....	11
2.2    Tahap Reaksi .....	11
2.3    Pemurnian Produk .....	11
2.4    Diagram Alir Kualitatif .....	12
2.5    Diagram Alir Kuantitatif .....	13
<b>BAB III. SPESIFIKASI BAHAN</b> .....	14
<b>BAB IV. NERACA MASSA</b> .....	16
<b>BAB V. NERACA PANAS</b> .....	18
<b>BAB VI. SPESIFIKASI ALAT</b> .....	22
<b>BAB. VII UTILITAS</b> .....	39
7.1.    Kebutuhan Air .....	39
7.2.    Kebutuhan Listrik.....	39
7.3.    Kebutuhan Bahan Bakar.....	39

<b>BAB VIII. LAY OUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES .....</b>	<b>40</b>
8.1.  Tata Letak Pabrik .....	40
8.2.  Tata Letak Peralatan Pabrik.....	43
<b>BAB IX. KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA .....</b>	<b>45</b>
9.1.  Pengertian Kesehatan dan Keselamatan Kerja .....	45
9.2.  Tujuan K3.....	45
9.3.  Penerapan Budaya 5R .....	46
9.4.  Rambu-rambu dan Label K3 .....	47
<b>BAB X. STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN .....</b>	<b>50</b>
10.1.  Bentuk Perusahaan.....	50
10.2.  Struktur Organisasi Perusahaan .....	51
10.3.  Tugas dan Wewenang.....	53
10.4.  Jadwal Kerja Karyawan.....	56
<b>BAB XI. EVALUASI EKONOMI .....</b>	<b>61</b>
11.1.  Dasar Perhitungan.....	61
11.2.  Perhitungan Biaya.....	63
11.3.  Analisa .....	86
<b>BAB XII. KESIMPULAN .....</b>	<b>91</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>92</b>

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 1.1</b> Data Impor Dimetil ftalat di Indonesia.....	3
<b>Gambar 1.2</b> Lokasi Pabrik Dimetil ftalat .....	4
<b>Gambar 1.3</b> Strutur ftalat Anhidrida.....	6
<b>Gambar 1.4</b> Strutur Metanol.....	6
<b>Gambar 1.5</b> Strutur Asam Sulfat .....	7
<b>Gambar 1.6</b> Struktur Dimetil ftalat.....	8
<b>Gambar 10.1</b> Stuktur Organisasi Perusahaan .....	52



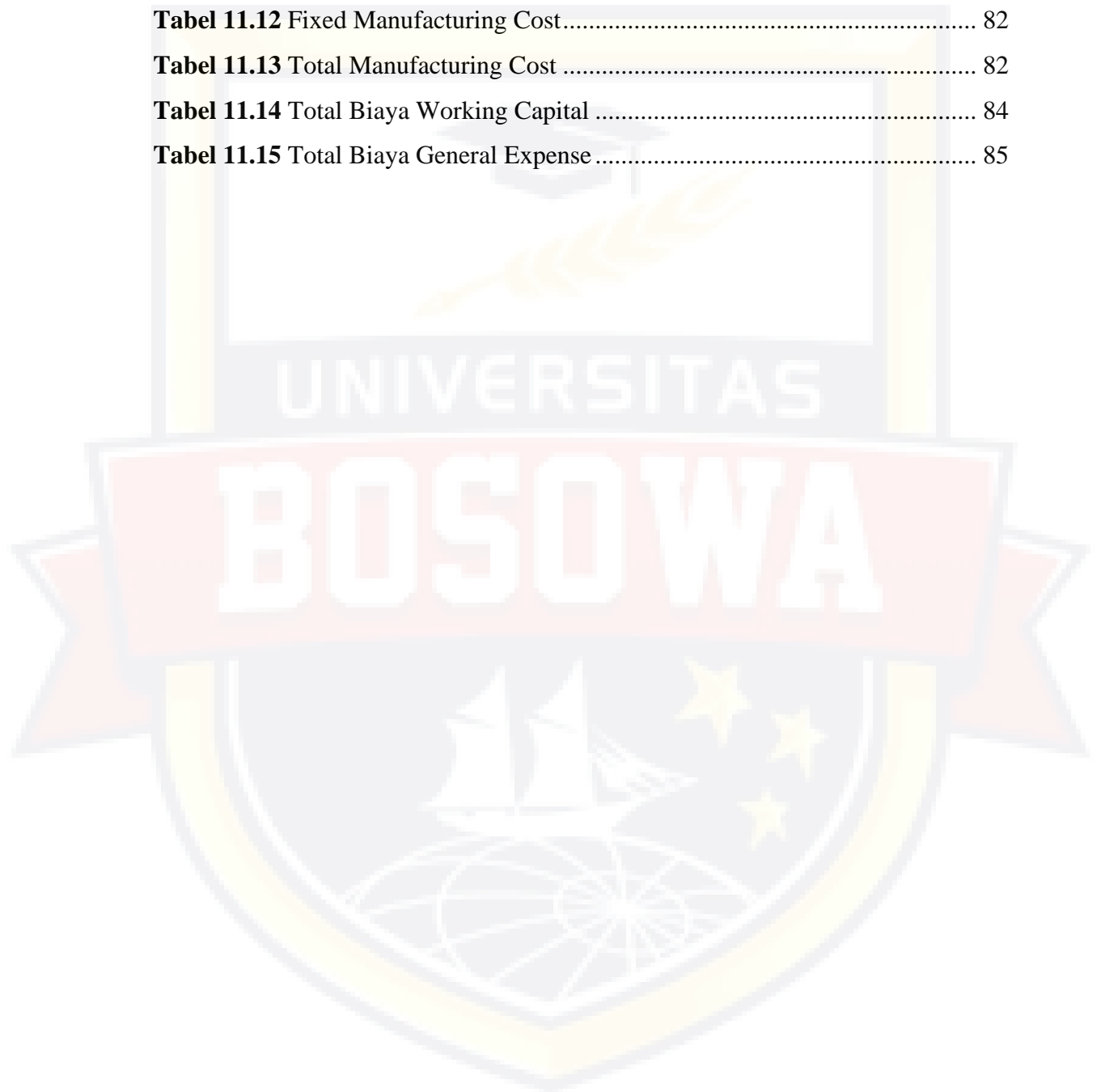
## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 1.1</b> Data Produksi Pabrik Dimetil ftalat .....	2
<b>Tabel 1.2</b> Data Impor Dimetil ftalat di Indonesia .....	2
<b>Tabel 1.3</b> Matriks Pemilihan Katalis .....	10
<b>Tabel 4.1</b> Neraca Massa Mixer.....	16
<b>Tabel 4.2</b> Neraca Massa Reaktor.....	16
<b>Tabel 4.3</b> Neraca Massa Dekanter.....	16
<b>Tabel 4.4</b> Neraca Massa Menara Distilasi.....	17
<b>Tabel 4.5</b> Neraca Massa Menara Distilasi.....	17
<b>Tabel 5.1</b> Neraca Panas Mixer.....	18
<b>Tabel 5.2</b> Neraca Panas Heater 01.....	18
<b>Tabel 5.3</b> Neraca Panas Heater 02.....	18
<b>Tabel 5.4</b> Neraca Panas Reaktor.....	19
<b>Tabel 5.5</b> Neraca Panas Cooler 01 .....	19
<b>Tabel 5.6</b> Neraca Panas Dekanter.....	20
<b>Tabel 5.7</b> Neraca Panas Heater 03.....	20
<b>Tabel 5.8</b> Neraca Panas Menara Distilasi.....	20
<b>Tabel 5.9</b> Neraca Panas Cooler 02 .....	21
<b>Tabel 5.10</b> Neraca Panas Evaporator.....	21
<b>Tabel 5.11</b> Neraca Panas Cooler 03 .....	21
<b>Tabel 6.1</b> Spesifikasi Alat Mixer.....	22
<b>Tabel. 6.2</b> Spesifikasi Alat Reaktor.....	22
<b>Tabel 6.3</b> Spesifikasi Alat Dekanter.....	23
<b>Tabel 6.4</b> Spesifikasi Alat Menara Distilasi.....	23
<b>Tabel 6.5</b> Spesifikasi Alat Evaporator.....	24
<b>Tabel 6.6</b> Spesifikasi Alat Tangki 01 .....	24
<b>Tabel 6.7</b> Spesifikasi Alat Tangki 02 .....	25
<b>Tabel 6.8</b> Spesifikasi Alat Tangki 03 .....	25
<b>Tabel 6.9</b> Spesifikasi Alat Silo .....	26
<b>Tabel 6.10</b> Spesifikasi Alat Feeder.....	26
<b>Tabel 6.11</b> Spesifikasi Alat Screw Conveyor 01 .....	27
<b>Tabel 6.12</b> Spesifikasi Alat Screw Conveyor 02.....	27



<b>Tabel 6.13</b> Spesifikasi Alat Bucket Elevator 01.....	28
<b>Tabel 6.14</b> Spesifikasi Alat Bucket Elevator 02.....	28
<b>Tabel 6.15</b> Spesifikasi Alat Heater 01 .....	29
<b>Tabel 6.16</b> Spesifikasi Alat Heater 02.....	29
<b>Tabel 6.17</b> Spesifikasi Alat Heater 03.....	30
<b>Tabel 6.18</b> Spesifikasi Alat Cooler 01.....	30
<b>Tabel 6.19</b> Spesifikasi Alat Cooler 02.....	31
<b>Tabel 6.20</b> Spesifikasi Alat Cooler 03.....	31
<b>Tabel 6.21</b> Spesifikasi Alat Condensor 01 .....	32
<b>Tabel 6.22</b> Spesifikasi Alat Reboiler 01.....	32
<b>Tabel 6.23</b> Spesifikasi Pompa 01 .....	33
<b>Tabel 6.24</b> Spesifikasi Pompa 02 .....	33
<b>Tabel 6.25</b> Spesifikasi Pompa 03 .....	34
<b>Tabel 6.26</b> Spesifikasi Pompa 04 .....	34
<b>Tabel 6.27</b> Spesifikasi Pompa 05 .....	35
<b>Tabel 6.28</b> Spesifikasi Pompa 06 .....	35
<b>Tabel 6.29</b> Spesifikasi Pompa 07 .....	36
<b>Tabel 6.30</b> Spesifikasi Pompa 08 .....	36
<b>Tabel 6.31</b> Spesifikasi Pompa 09 .....	37
<b>Tabel 6.32</b> Spesifikasi Pompa 10 .....	37
<b>Tabel 6.33</b> Spesifikasi Pompa 11 .....	38
<b>Tabel 6.34</b> Spesifikasi Accumulator .....	38
<b>Tabel 7.1</b> Kebutuhan Air .....	39
<b>Tabel 10.1</b> Jadwal kerja karyawan shift .....	57
<b>Tabel 10.2</b> Perincian Gaji Karyawan .....	59
<b>Tabel 11.1</b> Harga Alat Proses.....	63
<b>Tabel 11.2</b> Harga Alat Utilitas.....	65
<b>Tabel 11.3</b> Total PEC .....	65
<b>Tabel 11.4</b> Total DC Alat Proses.....	70
<b>Tabel 11.5</b> Total DC Alat Utilitas .....	73
<b>Tabel 11.6</b> Biaya Bangunan .....	74
<b>Tabel 11.7</b> Total DC Pabrik .....	75

<b>Tabel 11.8</b> Indirect Plant Cost .....	75
<b>Tabel 11.9</b> Fixed Capital Investment .....	75
<b>Tabel 11.10</b> Direct manufacturing cost .....	79
<b>Tabel 11.11</b> Indirect Manufacturing Cost .....	81
<b>Tabel 11.12</b> Fixed Manufacturing Cost .....	82
<b>Tabel 11.13</b> Total Manufacturing Cost .....	82
<b>Tabel 11.14</b> Total Biaya Working Capital .....	84
<b>Tabel 11.15</b> Total Biaya General Expense .....	85



## INTISARI

Pabrik dimetil ftalat dirancang dengan kapasitas 60.000 ton/tahun, menggunakan bahan baku ftalat anhidrida yang diperoleh dari PT. Petrowidada dan metanol dari PT Kaltim Methanol Industri. Berdasarkan aspek ketersediaan bahan baku dan utilitas, lokasi pabrik didirikan di Kawasan Industri Maspion, Jawa Timur dengan luas tanah 33600 m<sup>2</sup>. Pabrik beroperasi selama 330 hari efektif setiap tahun dan 24 jam/hari dengan jumlah tenaga kerja yang diserap sebanyak 140 orang.

Umpan segar ftalat anhidrida dan metanol dicampur bersama-sama dengan *recycle* dari hasil bawah Evaporator (EV-01) masuk kedalam Reaktor (R-01). Reaktor beroperasi secara non-isotermal pada suhu 60 °C dan keluar pada suhu 90 °C dan tekanan 3 atm. Reaksi bersifat eksotermis sehingga digunakan air sebagai media pendingin untuk mempertahankan suhu keluar reaktor. Hasil keluaran reaktor dimasukkan ke dekanter untuk memisahkan dimetil ftalat dari campurannya. Dimetil ftalat pekat yang berupa fase berat keluaran dekanter dimurnikan di menara distilasi (MD-01). Produk dimetil ftalat merupakan hasil bawah menara distilasi dengan kemurnian 99% ditampung dalam tangki (T-03).

Utilitas yang diperlukan berupa air sebanyak 175.308,849 kg/jam. Steam yang digunakan adalah steam jenuh pada suhu 115 °C tekanan 1,67 atm sebanyak 755,435 kg/jam. Daya listrik sebesar 116,515 kW disuplai dari PT. Pembangunan Jawa-Bali dengan cadangan 1 buah generator berkekuatan 150 kW. Kebutuhan bahan bakar diesel yang diperlukan untuk membangkitakan generator sebanyak 71,2 kg/bulan, sedangkan fuel oil untuk bahan bakar boiler sebanyak 74,180 kg/jam.

Pabrik ini membutuhkan Fixed Capital Rp. 291.579.770.880 dan Working Capital Rp. 738.747.788.582. Analisis ekonomi pabrik dimetil ftalat menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 50,21% dan ROI sesudah pajak sebesar 40,17%. Nilai POT sebelum pajak adalah 1,66 tahun dan POT sesudah pajak adalah 1,99 tahun. DCF sebesar 18,12%. BEP sebesar 44,95% kapasitas produksi dan SDP sebesar 29,61% kapasitas produksi. Berdasarkan data analisis ekonomi tersebut, maka pabrik dimetil ftalat layak untuk dikaji lebih lanjut.

## BAB I. PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Dalam suatu negara sektor ekonomi merupakan sektor yang paling penting untuk ditingkatkan. Upaya yang dapat dilakukan untuk meningkatkan perekonomian yaitu dengan memajukan sistem industrialisasi. Salah satu industri kimia yang produknya banyak dibutuhkan dari tahun ke tahun adalah industri polimer. Produk yang dihasilkan dari Industri Polimer yaitu plastik, karet sintetis, serat sintetis dan sebagainya. Dalam pembuatan polimer memerlukan resin sebagai bahan baku utama, selain resin industri polimer juga menggunakan bahan lain, salah satunya yaitu *plasticizer*. *Plasticizer* adalah bahan yang dicampurkan dengan resin supaya bahan menjadi lunak dan mudah dibentuk. Dalam industri polimer banyak jenis *plasticizer* yang digunakan salah satunya adalah dimetil ftalat.

Dimetil ftalat adalah jenis *plasticizer* yang banyak digunakan sebagai bahan tambahan untuk membuat produk plastik, karet pelapis kaca, *lacquers*, dan lainnya. Selain itu dimetil ftalat juga dimanfaatkan sebagai *insectrepellent*, yaitu suatu bahan tambahan dalam produk pembasmi serangga . Di Indonesia sendiri dimetil ftalat masih diimpor dari luar negeri dan nilai impor dari dimetil ftalat mengalami peningkatan dari tahun ke tahun.

Sebagai upaya mengurangi ketergantungan Indonesia terhadap impor bahan *plasticizer* dan sebagai alternatif untuk mengembangkan industri polimer dan industri lainnya yang menggunakan dimetil ftalat, maka pabrik dimetil ftalat perlu didirikan di Indonesia. Tindakan ini didukung dengan tersedianya sumber bahan baku seperti ftalat anhidrida dan metanol, selain itu dengan didirikannya pabrik akan membuka lapangan kerja baru bagi masyarakat sekitar sehingga mengurangi angka pengangguran.

## 1.2 Penentuan Kapasitas Pabrik

Dalam penentuan kapasitas perancangan pabrik dimetil ftalat diperlukan beberapa pertimbangan yaitu dengan mempertimbangkan kapasitas produksi dimetil ftalat yang sudah berdiri dan kebutuhan dimetil ftalat di Indonesia .

### 1.2.1 Kapasitas Produksi Dimetil ftalat yang Sudah Berdiri

Melihat peningkatan kebutuhan dimetil ftalat di Indonesia tiap tahunnya mengalami peningkatan, maka pabrik dimetil ftalat perlu didirikan di Indonesia guna memenuhi kebutuhan dalam negeri.

Kapasitas minimal didasarkan dari pabrik yang telah didirikan dan beroperasi. Berikut ini adalah tabel industri dimetil ftalat di berbagai negara dan kapasitas produksinya

Tabel 1.1 Data Produksi Pabrik Dimetil ftalat

Perusahaan	Lokasi	Kapasitas (Ton/Tahun)
SISAS-CHEMICAL	Italia	50.000
EUROFTAL	Belgia	70.000
PANTOCHIM	Belgia	100.000

([www.conserspa.com](http://www.conserspa.com))

### 1.2.2 Kebutuhan Dimetil ftalat di Indonesia

Dalam menentukan kapasitas pabrik ada beberapa hal yang menjadi acuan diantaranya adalah kebutuhan pasar dan kapasitas pabrik yang sudah beroperasi

Tabel 1.2 Data Impor Dimetil ftalat di Indonesia

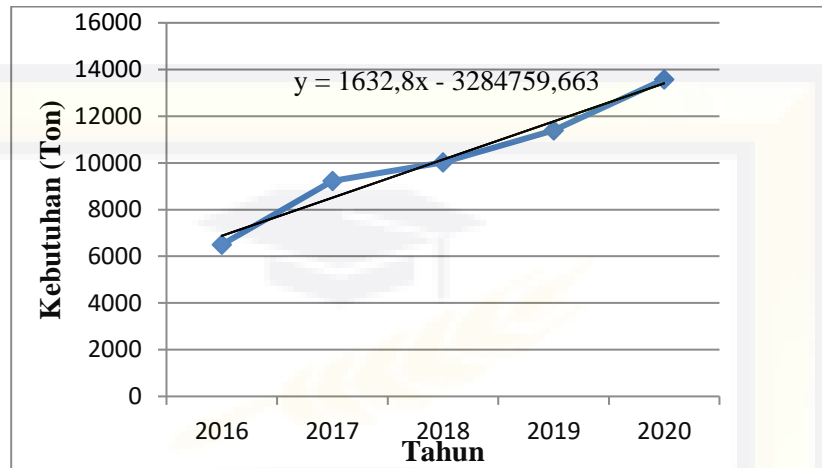
No.	Tahun	Impor (Ton/Tahun)
1.	2016	6.496,715
2.	2017	9.223,972
3.	2018	10.018,226
4.	2019	11.394,649
5.	2020	13.575,156

Sumber: Badan Pusat Statistik Indonesia

Kebutuhan dimetil ftalat di Indonesia masih mengandalkan impor dari luar negeri. Berdasarkan data ekspor dan impor dari Biro Pusat Statistik (BPS) di Indonesia pada Tabel 1.2 menunjukkan data impor dimetil

FTALAT lima tahun terakhir dan hasilnya nilai impor tiap tahunnya mengalami peningkatan.

Berikut adalah grafik data impor dimetil ftalat di Indonesia



Gambar 1.1 Data Impor Dimetil ftalat di Indonesia

Kapasitas pabrik dapat ditentukan dengan membandingkan kebutuhan dalam negeri dan pabrik yang telah dibangun. Pabrik direncanakan akan berdiri pada tahun 2025, maka dengan persamaan regresi linier kebutuhan dalam negeri dapat diprediksi.

$$y = ax + b$$

Dimana:  $y$  = Kapasitas Produksi (Ton/Tahun)

$a$  = konstanta

$b$  = koefisien regresi

$x$  = tahun

Didapatkan persamaan:

$$y = 1.632,8x - 3.284.759,663$$

Maka kebutuhan pada tahun 2025:

$$y = 1.632,8(2025) - 3.284.759,663$$

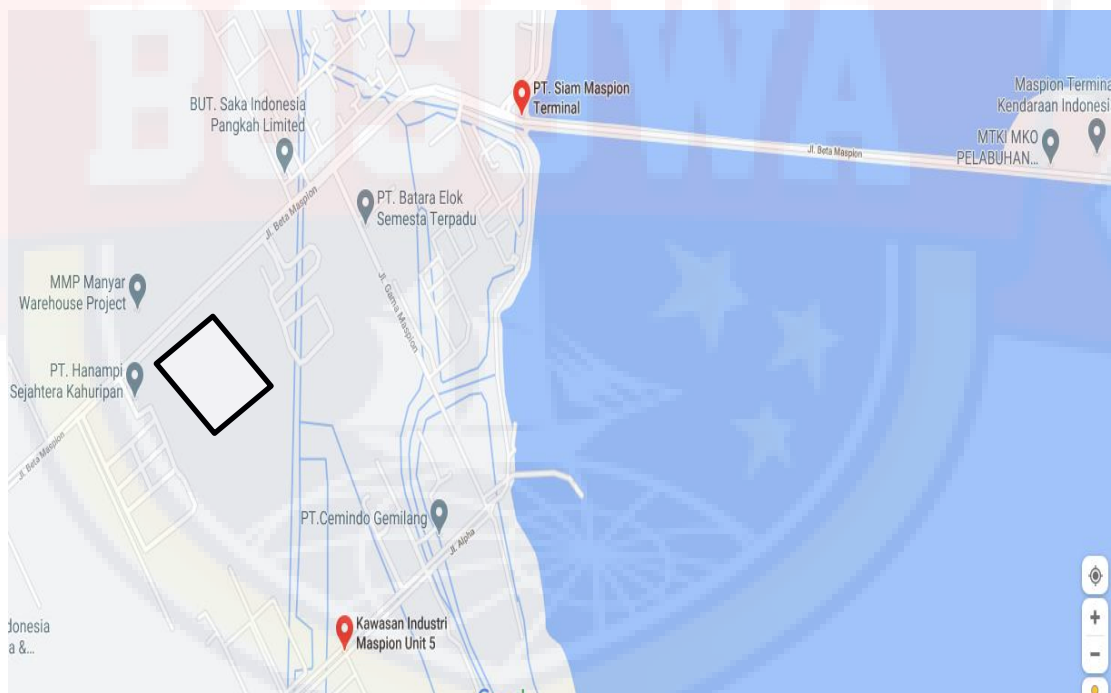
$$y = 21.571,237$$

Sampai saat ini pabrik dimetil ftalat belum ada di Indonesia, Indonesia masih mengimpor dimetil ftalat untuk kebutuhan dalam negeri. Dengan mempertimbangkan beberapa aspek diatas maka dipilih kapasitas pabrik 60.000 ton/tahun agar dapat mencukupi kebutuhan dalam negeri dan dapat memenuhi pasar luar negeri.

### 1.3 Pemilihan Lokasi Pabrik

Salah satu langkah yang paling penting dalam merancang pabrik adalah memilih dimana lokasi pabrik akan didirikan. Pemilihan lokasi pabrik sangat mempengaruhi keberhasilan dari pabrik tersebut. Tahap pemilihan lokasi pabrik harus direncanakan dengan sebaik mungkin. Dalam menentukan lokasi pabrik, tidak hanya mempertimbangkan dari segi harga yang minimum saja, tetapi tersedianya ruang untuk perluasan pabrik juga menjadi hal yang perlu dipertimbangkan. Faktor produksi dan distribusi pabrik kedepannya sangat dipengaruhi oleh pemilihan lokasi pabrik, karena pabrik harus mengeluarkan biaya transportasi dan produksi seminimal mungkin untuk mendapatkan penghasilan semaksimal mungkin.

Dengan berbagai pertimbangan, maka pabrik dimetil ftalat akan didirikan di Kawasan Industri Maspion, Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Provinsi Jawa Timur.



Gambar 1.2 Lokasi Pabrik Dimetil ftalat

Pemilihan lokasi di Kawasan Industri Maspion didasarkan atas pertimbangan yang secara praktis menguntungkan dari segi ekonomis dan segi teknisnya.

Faktor-faktor yang dipertimbangkan dalam pendirian pabrik ini antara lain :

#### 1.3.1 Pengadaan Bahan Baku (*Raw Material Oriented*)

Bahan baku ftalat anhidrida diperoleh dari PT. Petrowidada dan asam sulfat dari PT. Petrokimia berada di kawasan industri Gresik yang letaknya cukup dekat. Sedangkan metanol diperoleh dari PT. Kaltim Methanol Industri, Bontang. Kawasan Industri Maspion dilengkapi dengan pelabuhan sehingga memungkinkan mengakses bahan baku dari berbagai wilayah.

#### 1.3.2 Pemasaran

Yang menjadi hal penting dalam industri yaitu tahap pemasaran. Lokasi Kawasan Industri Maspion sangat strategis karena dekat dengan pelabuhan, sehingga sangat mendukung pendistribusian produk tidak hanya di dalam negeri tetapi luar negeri juga dapat dijangkau.

#### 1.3.3 Letak pabrik

Kawasan Industri Maspion sangat mendukung untuk mendirikan pabrik dimetil ftalat karena lokasi tersebut khusus untuk industri dan sudah ada beberapa pabrik di kawasan tersebut yang beroperasi, selain pabrik yang beroperasi beberapa pabrik juga dalam proses pembangunan. Kebutuhan lain seperti air, listrik, transportasi, dan bahan bakar juga tersedia dengan baik.

#### 1.3.4 Kondisi geografis dan sosial

Dilihat dari iklim, cuaca serta tanah daerah Kawasan Industri Maspion dan sekitarnya cukup aman, karena bukan daerah bahaya seperti bahaya gempa bumi, gunung berapi maupun banjir. Kebijakan dari pemerintah setempat juga menjadi faktor yang penting dalam pemilihan lokasi pabrik. Kondisi sosial juga mempengaruhi pemilihan lokasi pabrik karena kondisi sosial masyarakat diharapkan dapat memberi dukungan terhadap operasional pabrik sehingga lokasi pabrik yang dipilih adalah lokasi yang masyarakatnya dapat menerima keberadaan pabrik tersebut.



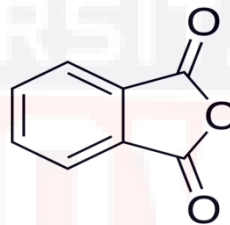
## 1.4 Tinjauan Pustaka

### 1.4.1 Bahan Baku

Bahan baku adalah bahan yang harus ada dalam sebuah industri, karena bahan baku akan diolah menjadi suatu pabrik dan produk tersebut akan dijual kembali. Adapun bahan baku yang digunakan dalam pabrik ini adalah:

#### 1. Ftalat Anhidrida

Ftalat Anhidrida atau Phthalic anhydride adalah senyawa organik dengan rumus kimia  $C_6H_4(CO)_2O$ . Senyawa ini terbentuk dari anhidrida dan asam ftalat. Padatan putih ini adalah bahan kimia industri penting, terutama untuk produksi *plasticizer* skala besar untuk plastik. Pada tahun 2000, volume produksi dunia diperkirakan sekitar 3 juta ton per tahun (Wikipedia, 2021).

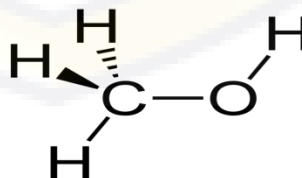


Gambar 1.3 Struktur FTALAT Anhidrida

Sumber: <https://en.wikipedia.org/>

#### 2. Metanol

Metanol, juga dikenal sebagai metil alkohol, *wood alcohol* atau spiritus, adalah senyawa kimia dengan rumus kimia  $CH_3OH$ . Ia merupakan bentuk alkohol paling sederhana. Pada "keadaan atmosfer" ia berbentuk cairan yang ringan, mudah menguap, tidak berwarna, mudah terbakar, dan beracun dengan bau yang khas (berbau lebih ringan daripada etanol). metanol digunakan sebagai bahan pendingin anti beku, pelarut, bahan bakar dan sebagai bahan additif bagi etanol industri.



Gambar 1.4 Struktur Metanol

Sumber: <https://id.wikipedia.org/>

Metanol diproduksi secara alami oleh metabolisme anaerobik oleh bakteri. Hasil proses tersebut adalah uap metanol (dalam jumlah kecil) di udara. Setelah beberapa hari, uap metanol tersebut akan teroksidasi oleh oksigen dengan bantuan sinar matahari menjadi karbon dioksida dan air.

(Wikipedia, Metanol, 2021)

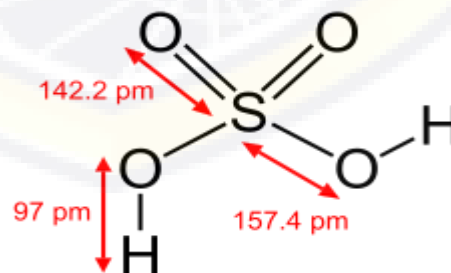
#### 1.4.2 Bahan Pembantu

Bahan pembantu adalah bahan yang dipakai dalam proses produksi, tetapi tidak dapat diidentifikasi dengan barang jadi yang dihasilkan. Bahan pembantu yang dipakai pada proses produksi adalah asam sulfat yang berperan sebagai katalis.

##### 1. Asam Sulfat

Asam sulfat,  $H_2SO_4$ , merupakan asam mineral (anorganik) yang kuat. Zat ini larut dalam air pada semua perbandingan. Asam sulfat mempunyai banyak kegunaan dan merupakan salah satu produk utama industri kimia. Produksi dunia asam sulfat pada tahun 2001 adalah 165 juta ton, dengan nilai perdagangan seharga US\$8 juta. Kegunaan utamanya termasuk pemrosesan bijih mineral, sintesis kimia, pemrosesan air limbah dan pengilangan minyak.

Asam sulfat murni yang tidak diencerkan tidak dapat ditemukan secara alami di bumi oleh karena sifatnya yang higroskopis. Walaupun demikian, asam sulfat merupakan komponen utama hujan asam, yang terjadi karena oksidasi sulfur dioksida di atmosfer dengan keberadaan air (oksidasi asam sulfat). Sulfur dioksida adalah produk sampingan utama dari pembakaran bahan bakar seperti batu bara dan minyak yang mengandung sulfur (belerang) (Wikipedia, Asam Sulfat, 2021).



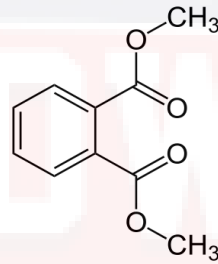
Gambar 1.5 Struktur Asam Sulfat

Sumber: <https://id.wikipedia.org/>

### 1.4.3 Produk

Pengertian produk secara umum adalah segala sesuatu yang mampu dihasilkan dari proses produksi berupa barang ataupun jasa yang nantinya bisa diperjualbelikan di pasar. Adapun produk yang dihasilkan adalah Dimetil ftalat. Dimetil ftalat adalah senyawa organik dengan rumus molekul  $(C_2H_3O_2)_2C_6H_4$ . Dimetil ftalat digunakan sebagai pengusir serangga untuk nyamuk dan lalat. Juga merupakan ektoparasitisida dan memiliki banyak kegunaan lain, termasuk dalam propelan roket padat dan sebagai bahan pembuat plastik pada plastik ester selulosa (Wikipedia, Dimetil Flatat, 2021).

Dimetil ftalat atau *dimethyl phthalate* merupakan senyawa organik (ester) yang berwujud cair (cairan berminyak), tidak berbau, tidak berwarna, sedikit sekali larut dalam air dingin, mudah larut dalam alkohol dan benzene serta keton dan minyak.



Gambar 1.6 Struktur Dimetil FTALAT

Sumber: <https://id.wikipedia.org/>

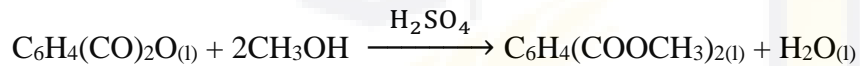
*Alkyl phthalate* didapatkan dengan cara mengesterifikasikan *phthalic anhydride* dengan alkohol dengan adanya katalis asam sulfat berdasarkan penjelasan Faith dan Keyes (1957). Secara umum dimetil ftalat diproduksi dengan proses yang hampir sama dengan proses pembuatan dibutil ftalat, yaitu dengan mereaksikan ftalat anhidrida dengan dua molekul metanol dengan katalis asam sulfat.

#### 1.4.4 Pemilihan Proses

Berdasarkan penelitian yang dilakukan oleh Ronald dan William (1952) tertuang dalam U.S. Patent No. 2618651, berikut tinjauan berbagai proses pembuatan dimethyl phthalate dengan proses esterifikasi menggunakan beberapa katalis:

1. *Dimethyl phthalate* dari *phthalic anhydride* dan *methanol* dengan katalis asam sulfat

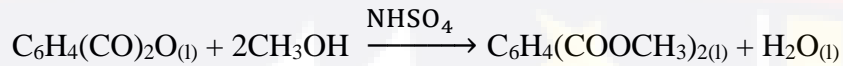
Reaksi:



Proses pembuatan *dimethyl phthalate* dilakukan dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). *Phthalic anhydride* direaksikan dengan *methanol* dengan perbandingan molekul 1:2 serta menggunakan katalis asam sulfat sebanyak 2% dari kebutuhan *phthalic anhydride*. Reaksi berlangsung pada suhu 130°C, tekanan 3 atmosfer, dan konversi yang dihasilkan 90-95%.

2. *Dimethyl phthalate* dari *phthalic anhydride* dan *methanol* dengan katalis dengan katalis *sodium bisulphate*

Reaksi:



Proses pembuatan *dimethyl phthalate* dilakukan dalam reaktor alir tangki berpengaduk (RATB). Pembuatan *dimethyl phthalate* dilakukan dengan menggunakan katalis *sodium bisulfat*. Reaksi berlangsung pada suhu 130°C, tekanan 3 atmosfer, dan konversi yang dihasilkan 90-95%.

Proses pembuatan dimetil falatat hanya dibedakan dari katalis yang digunakan, sehingga pemilihan proses ditinjau dari katalis yang digunakan.

Tabel 1.3 Matriks Pemilihan Katalis

Pertimbangan	Asam Sulfat	Sodium Bisulfat
Harga (\$/kg)	0,4 **	1 *
Lokasi Pabrik	Dalam Negeri **	Luar Negeri *
Regenerasi	Mudah **	Sulit *
Total Bintang	6	3

Keterangan:

\*\* = Baik

\* = Kurang

Untuk memproduksi dimetil ftalat terdapat dua katalis yang bisa digunakan, tetapi mempunyai reaksi yang sama sehingga bahan baku yang digunakan sama. Dilihat dari tabel 1.3 menyatakan bahwa:

1. Harga kualitas asam sulfat lebih murah dari sodium bisulfat
2. Katalis asam sulfat lebih mudah didapatkan karena telah diproduksi didalam negeri sehingga tidak mengeluarkan biaya tambahan untuk transportasi
3. Regenerasi yang diperoleh lebih mudah menggunakan asam sulfat
4. Potensi ekonomi diperoleh lebih tinggi dengan menggunakan katalis asam sulfat

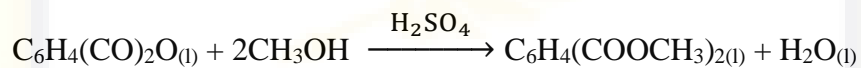
## BAB II. URAIAN PROSES

### 2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

Bahan baku pembuatan dimetil ftalat adalah ftalat anhidrida dan metanol dengan katalis asam sulfat. ftalat anhidrida dalam fasa padat disimpan dalam silo, sedangkan metanol dan asam sulfat dalam fasa cair disimpan dalam tangki pada suhu lingkungan dan tekanan atmosferik. Kemudian ftalat anhidrida dan metanol dicampur ke dalam mixer dengan suhu 60<sup>0</sup>C dan tekanan 3 atm, sedangkan asam sulfat dialirkan menuju reaktor.

### 2.2 Tahap Reaksi

Adapun reaksi yang terjadi dalam reaktor:

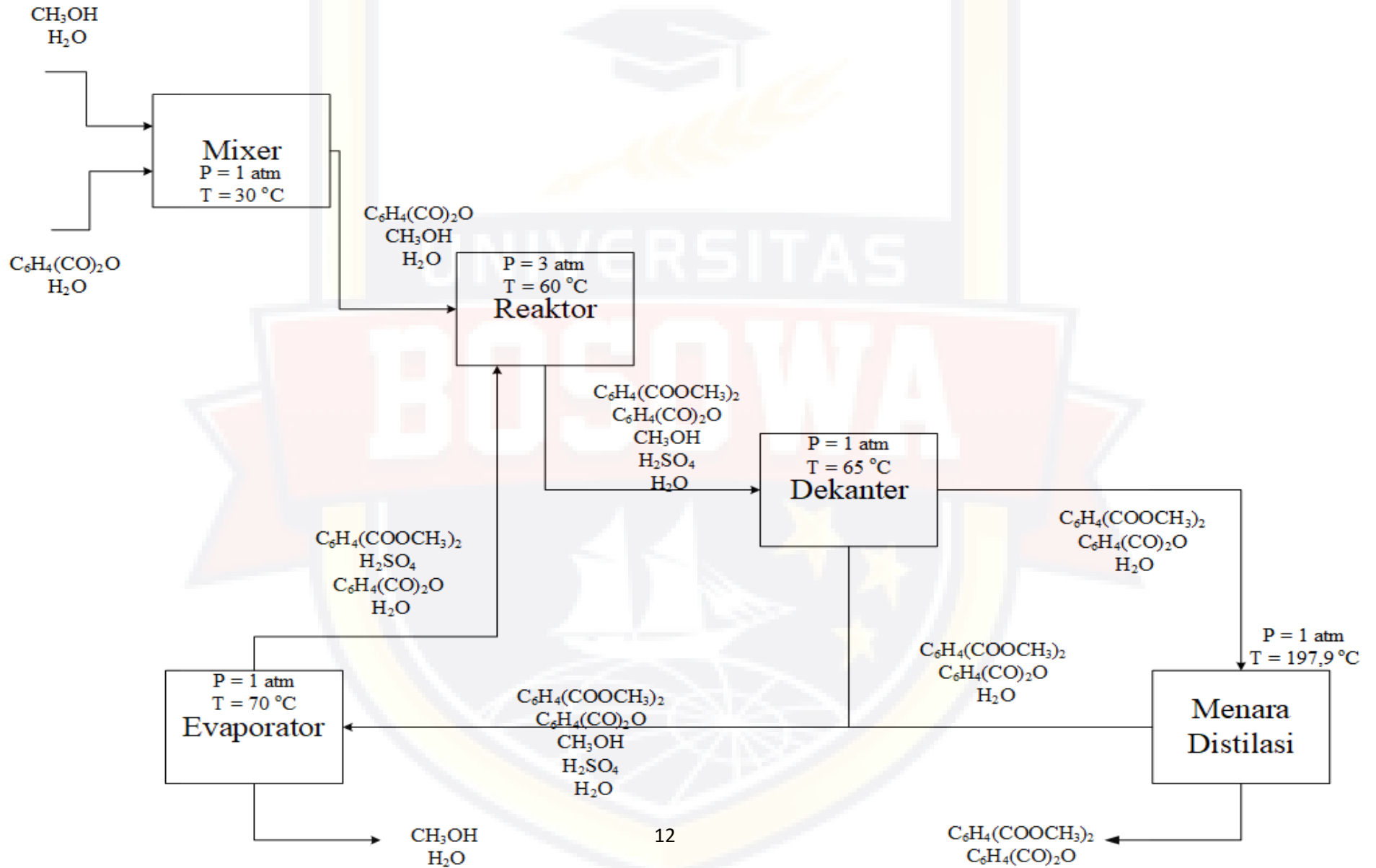


Jenis reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang beroperasi secara non-isotermal dengan suhu masuk 60<sup>0</sup>C dan suhu keluar 90<sup>0</sup>C pada tekanan 3 atm. Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis sehingga perlu adanya pendinginan untuk menjaga kondisi operasi. Pendinginan yang digunakan adalah air dengan suhu pendingin masuk 30<sup>0</sup>C dan keluar 50<sup>0</sup>C. Reaktor dilengkapi dengan pengaduk untuk menjaga homogenitas komponen dalam reaktor.

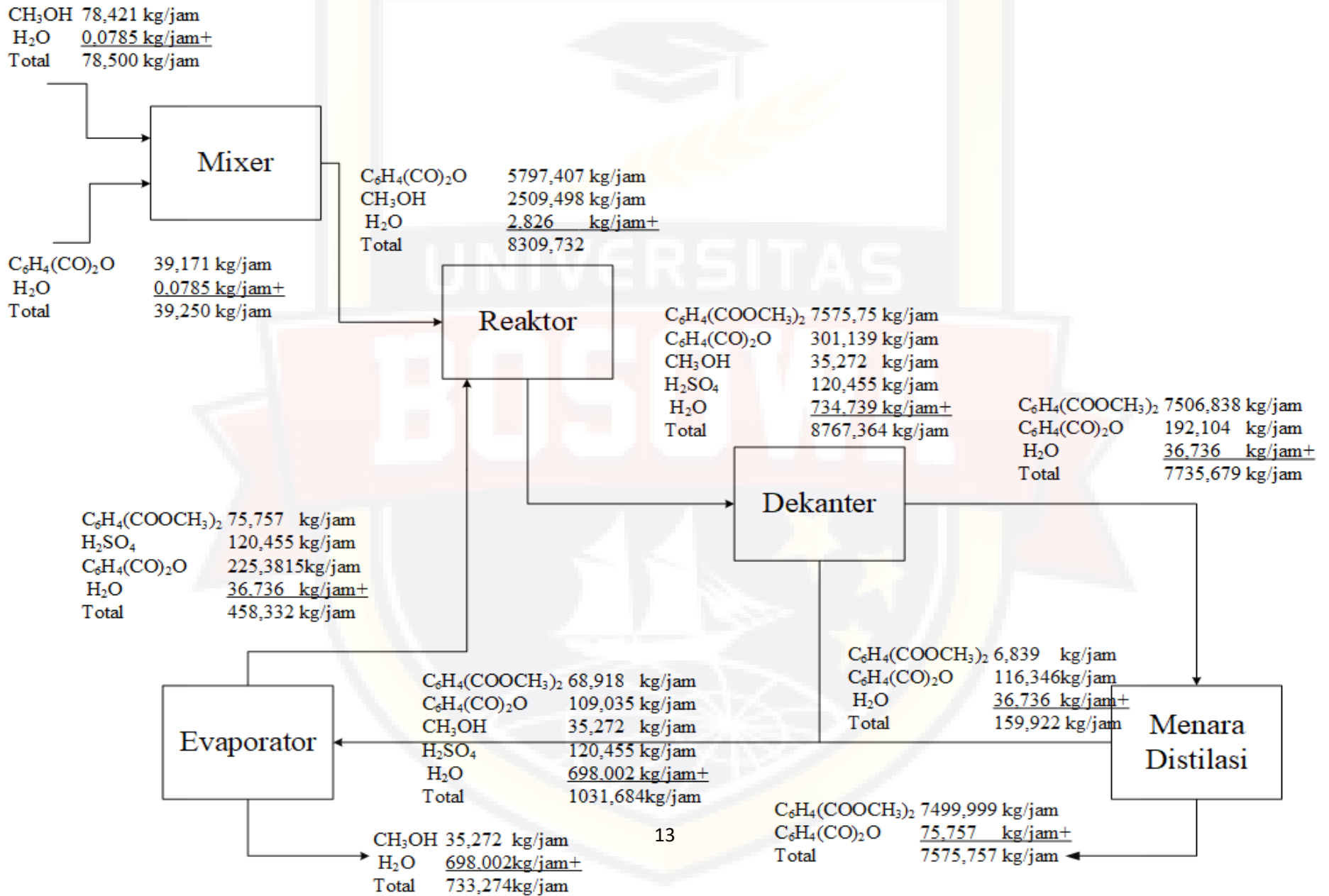
### 2.3 Pemurnian Produk

Produk hasil reaksi berupa campuran antara cairan yang tidak saling melarutkan pada suhu 50<sup>0</sup>C dan tekanan 1 atm, sehingga campuran tersebut dilewatkan pendingin dan alat penurun tekanan. Kemudian campuran dipisah dalam dekanter. Fraksi ringan dicampur dengan produk atas menara distilasi dan dialirkan menuju evaporator, sedangkan fraksi berat dialirkan menuju menara distilasi. Menara distilasi beroperasi pada tekanan 0,09 atm. Menara distilasi berperan untuk menaikkan kemurnian dimetil ftalat sampai 99% dengan impuritis ftalat anhidrida yang berupa produk bawah sedangkan produk atas dicampur dengan fraksi ringan dekanter dan dialirkan menuju evaporator untuk kemudian *direcycle*.

## 2.4 Diagram Alir Kualitatif



## 2.5 Diagram Alir Kuantitatif





## BAB III. SPESIFIKASI BAHAN

### 3.1 Spesifikasi Bahan Baku

#### 3.1.1 Ftalat Anhidrida (PT. Petrowidada, Gresik)

Rumus molekul	: $C_6H_4(CO)_2O$
Fase	: Kristal padat
Kemurnian	: 99,8% impuritis air
Berat molekul (kg/kgmol)	: 148
Titik lebur ( $^{\circ}C$ )	: 131 (tekanan atmosferik)
Titik didih ( $^{\circ}C$ )	: 284,5 (tekanan atmosferik)
Berat jenis (fase cair)	: $1,53 \text{ g/cm}^3$
Penampilan	: Cairan tidak berwarna
Kelarutan dalam air	: 0,62 gr/100 gr (20-25 $^{\circ}C$ )
Kelarutan (dalam alkohol)	: Methanol: 2,31 g/ml pada 25 $^{\circ}C$
<i>Hazard</i>	: Berbahaya jika kontak kulit dan mata, beracun jika ditelan dan dihirup.

(Yaws.C,1999)

#### 3.1.2 Metanol (PT. Kaltim *Methanol* Industri, Bontang)

Rumus molekul	: $CH_3OH$
Kemurnian	: 99,9% impuritis air
Fase	: Cair
Berat molekul (kg/kgmol)	: 32
Titik didih ( $^{\circ}C$ )	: 64,5 (tekanan atmosferik)
Berat jenis	: $0,792 \text{ g/cm}^3$
Penampilan	: Cairan tidak berwarna
Kelarutan	: Larut sempurna dalam air dan asam sulfat
<i>Hazard</i>	: Mudah terbakar, Iritasi (kontak kulit dan mata), beracun jika ditelan dan dihirup.

(Yaws.C,1999)

### 3.2 Spesifikasi Bahan Pembantu

#### 3.2.1 Asam sulfat (PT. Petrokimia, Gresik)

Fase	: Cair, kental, tidak berwarna
Rumus molekul	: H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Kemurnian	: 98% imputiris air
Berat molekul (kg/kgmol)	: 98
Titik didih (°C)	: 337 (tekanan atmosferik)
Berat jenis	: 1,84 g/cm <sup>3</sup>
Kapasitas panas	: 34,857 kkal/kgmol. K
Kelarutan	: Larut sempurna dalam air dan methanol
<i>Hazard</i>	: Dapat menyebabkan terbakar dan irtasi. berbahaya jika teroles, hindari uap ataupun asapnya, gunakan dalam ventilasi yang cukup, hindari kontak dengan mata, kulit dan baju. Cuci tangan setelah memegang dan simpan rapat-rapat. (Yaws.C,1999)

### 3.3 Spesifikasi Produk

#### 3.3.1 Dimetil Ftalat

Rumus molekul	: C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>
Fase	: Cair
Kemurnian	: 99% impuritis ftalat anhidrida
Berat molekul (kg/kgmol)	: 194
Titik didih (°C)	: 298 (tekanan atmosferik)
Berat jenis	: 1,19 g/cm <sup>3</sup>
Kapasitas panas	: 71,7 kkal/kg mol.K
Penampilan	: Cairan berminyak tidak berwarna.
Kelarutan	: Larut dalam alcohol, eter, klorofom, dan sangatsedikit larut dalam air
<i>Hazard</i>	: Berbahaya jika kontak dengan kulit, beracun jika ditelan dan dihirup. (Yaws.C,1999)

## BAB IV. NERACA MASSA

### Neraca Massa Mixer

Tabel 4.1 Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	F <sub>1</sub>	F <sub>2</sub>	F <sub>4</sub>
CH <sub>3</sub> OH	2.509,498	-	2.509,498
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	-	5.797,407	5.797,407
H <sub>2</sub> O	1,413	1,413	2,826
Total	8.309,732		8.309,732

### Neraca Massa Reaktor

Tabel 4.2 Neraca Massa Reaktor

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	F <sub>4</sub>	F <sub>3</sub> + Recycle	F <sub>5</sub>
CH <sub>3</sub> OH	2.509,498	-	35,272
H <sub>2</sub> O	2,826	36,037	734,739
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	5.797,407	225,381	301,139
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	-	75,7575	7.575,75
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	120,455	120,455
Total	8.767,364		8.767,364

### Neraca Massa Dekanter

Tabel 4.3 Neraca Massa Dekanter

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	F <sub>5</sub>	F <sub>6</sub>	F <sub>7</sub>
CH <sub>3</sub> OH	35,272		35,272
H <sub>2</sub> O	734,739	36,736	698,002
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	301,139	192,104	109,035
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	7575,75	7.508,151	67,605
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	120,455		120,455
Total	8.767,364	8.767,364	

### Neraca Massa Menara Distilasi

Tabel 4.4 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F <sub>6</sub>	F <sub>8</sub>	F <sub>9</sub>
H <sub>2</sub> O	36,736	-	36,736
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	192,104	75,757	116,346
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> <sub>2</sub>	7.506,838	7.499,999	6,839
Total	7.735,679	7.735,679	

### Neraca Massa Evaporator

Tabel 4.5 Neraca Massa Menara Distilasi

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar	
	F <sub>10</sub>	F <sub>11</sub>	F <sub>3</sub>
CH <sub>3</sub> OH	35,272	35,272	-
H <sub>2</sub> O	734,739	698,002	36,736
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	225,381	-	225,381
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> <sub>2</sub>	75,757	-	75,757
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	120,455	-	120,455
Total	1.191,606	1.191,606	

## BAB V. NERACA PANAS

### Neraca Panas Mixer

Tabel 5.1 Neraca Panas Mixer

Komponen	Masuk (kJ/jam)			Keluar
	Q (kJ/jam)	Q (kJ/jam)	Q <sub>s</sub> (kJ/jam)	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	31.407,528	-	-	116.247,227
H <sub>2</sub> O	59,268	-	-	217,357
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	-	31.903,521	211.286,023	158.191,666
Total	274.656,300			274.656,300

### Neraca Panas Heater 01

Tabel 5.2 Neraca Panas Heater 01

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.820,966	6.126,701
Beban Panas	4.305,735	-
Total	6.126,701	6.126,701

### Neraca Panas Heater 02

Tabel 5.3 Neraca Panas Heater 02

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	116.247,227	223.736,106
H <sub>2</sub> O	217,357	413,580
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	158.191,666	305.818,572
Beban Panas	255.312,008	-
Total	5299.68,259	529.968,259

## Neraca Panas Reaktor

Tabel 5.4 Neraca Panas Reaktor

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	223.736,106	5.957,041
H <sub>2</sub> O	5.787,492	199.554,873
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	328.670,451	30.186,121
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	3.959,333	786.149,979
Panas akibat reaksi	3.263.615,238	-
Panas yang diserap	-	2.803.920,606
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	6.126,701	6.126,701
Total	3.831.895,323	3.831.895,323

## Neraca Panas Cooler 01

Tabel 5.5 Neraca Panas Cooler 01

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	5.957,041	3.604,494
H <sub>2</sub> O	199.554,873	122.850,576
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	30.186,121	18.223,322
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	786.149,979	478.612,441
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	6.126,701	7.018,192
Beban Panas	-	403.068,531
Total	1.033.377,561	1.033.377,561

### Neraca Panas Dekanter

Tabel 5.6 Neraca Panas Dekanter

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
CH <sub>3</sub> OH	3.270,866	3.604,494	-
H <sub>2</sub> O	3.009,715	116.707,741	6.142,4954
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	8.959,352	6.594,083	11.629,239
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	12.256,400	4.351,022	474.261,924
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5.710,490	7.018,192	-
Total	630.309,028	630.309,028	

### Neraca Panas Heater 03

Tabel 5.7 Neraca Panas Heater 03

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	6.142,495	2.171.406,480
H <sub>2</sub> O	11.629,239	27.142,781
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	474.261,924	54.660,121
Beban Panas	1.761.175,723	-
Total	2.253.209,382	2.253.209,382

### Neraca Panas Menara Distilasi

Tabel 5.8 Neraca Panas Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
H <sub>2</sub> O	2.171.406,480	1.978,236	21.555,592
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	27.142,781	27.142,781	2.169.428,243
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	54.660,121	33.104,528	-
Total	2.253.209,382	2.253.209,382	

### Neraca Panas Cooler 02

Tabel 5.9 Neraca Panas Cooler 02

Komponen	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
$C_6H_4(CO)_2O$	1.1407,426	1.116,818
$C_6H_4(COOCH_3)_2$	1.159.576,405	116.878,827
Beban Panas	-	1.052.988,186
Total	1.170.983,832	1.170.983,832

### Neraca Panas Evaporator

Tabel 5.10 Neraca Panas Evaporator

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
$CH_3OH$	4.069,061	38.303,187	-
$H_2O$	138.178,796	1.584.076,761	11.278,260
$C_6H_4(CO)_2O$	15.410,905	-	25.692,523
$C_6H_4(COOCH_3)_2$	5.396,107	-	8.915,501
$H_2SO_4$	7.914,261	-	13.074,984
<i>Steam</i>	1.510.372,085	-	-
Total	1.681.341,218	1.681.341,218	

### Neraca Panas Cooler 03

Tabel 5.11 Neraca Panas Cooler 03

Komponen	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
$H_2O$	11.278,260	5.373,912
$C_6H_4(CO)_2O$	25.692,523	11.882,664
$C_6H_4(COOCH_3)_2$	8.915,501	4.173,351
$H_2SO_4$	13.074,984	6.126,701
Beban Panas	-	31.389,691
Total	58.961,269	58.961,269



## BAB VI. SPESIFIKASI ALAT

### MIXER

Tabel 6.1 Spesifikasi Alat Mixer

Tugas	Mencampur ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) dan metanol ( $CH_3OH$ )
Jenis	Tangki Berpengaduk
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 167 tipe 309
Diameter	2,286 m
Tinggi	3,0702 m
Daya motor	7,5 Hp

### REAKTOR

Tabel. 6.2 Spesifikasi Alat Reaktor

Tugas	Mereaksikan ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) dan metanol ( $CH_3OH$ ) menjadi dimetil falatat ( $C_6H_4(COOCH_3)_2$ ) dan air ( $H_2O$ ) dengan bantuan katalis asam sulfat ( $H_2SO_4$ )
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel</i> SA 167 tipe 309
Diameter	2,286 m
Tinggi	3,183 m
Volume cairan dalam head	1,219 $m^3$
Volume cairan dalam shell	6,587 $m^3$
Tinggi cairan dalam shell	1,605 $m^3$
Tebal shell	3/8 in
Tebal head	3/8 in
Jenis pengaduk	Flat blade turbine, 4 baffle, 6 blade
Daya motor	15 Hp
Luas perpindahan panas (A)	98,307 $m^2$
Tebal Jacket	0,759 m
Tinggi Jacket	4,102 m

## DEKANTER

Tabel 6.3 Spesifikasi Alat Dekanter

Tugas	Memisahkan fase berat berupa ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) dan dimetil fatat ( $C_6H_4(COOCH_3)_2$ ) dengan fase ringan $CH_3OH$ , $H_2O$ dan $H_2SO_4$ yang berasal dari reaktor
Jenis	Dekanter horizontal
Kondisi operasi	65 °C tekanan atmosferik
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 167 tipe 309
Diameter	5 m
Panjang	10 m
Tebal dinding	1/4 in
Kecepatan volumetrik fase ringan	0,922 m <sup>3</sup> /jam
Kecepatan volumetrik fase berat	6,625 m <sup>3</sup> /jam
Waktu tinggal	3,135 jam

## MENARA DISTILASI

Tabel 6.4 Spesifikasi Alat Menara Distilasi

Tugas	Memisahkan $C_6H_4(CO)_2O$ dan $C_6H_4(COOCH_3)_2$ berdasarkan perbedaan titik didih dan kesetimbangan kimia.
Jenis	Sieve Tray Distillation
Plate minimum	8 stage
Plate ideal	23 stage
Plate aktual	60 stage
Refluks minimum	1,107
Refluks Operasi	1,329
Tinggi Menara	23,807 m
Diameter Menara	1,280 m
Tebal Menara	3/16 in

## EVAPORATOR

Tabel 6.5 Spesifikasi Alat Evaporator

Kode Alat	EV-01
Tugas	Memekatkan arus <i>recycle</i> dengan menguapkan sebagian besar air (H <sub>2</sub> O) dan methanol (CH <sub>3</sub> OH)
Jenis	Standard vertical tube evaporator
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 167 tipe 309
Diameter	1,016 m
Tinggi	2,490 m
Tinggi cairan	0,333 m
Jumlah tube	80 buah
Diameter luar (OD)	1,016 m
Diameter dalam (ID)	0,983 m
Tebal shell	0,0048 m
Tebal head	0,0048 m

## TANGKI (T-01)

Tabel 6.6 Spesifikasi Alat Tangki 01

Kode alat	T-01
Fungsi	Menyimpan bahan baku metanol (CH <sub>3</sub> OH) 99,9% dengan impuritas air (H <sub>2</sub> O) 0,1% pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 10 hari
Tipe alat	Tangki silinder tegak dengan atap kubah
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Volume tangki	923,553 m <sup>3</sup>
Diameter (D)	10,67 m
Tinggi (H)	10,97 m
Tebal head	7/16 in
Tinggi head	1,272 m
Tinggi total tangki	12,242 m

### TANGKI (T-02)

Tabel 6.7 Spesifikasi Alat Tangki 02

Kode alat	T-02
Fungsi	Menyimpan bahan baku asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) 98% dengan impurities air ( $H_2O$ ) 2% pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 30 hari
Tipe alat	Tangki silinder tegak dengan atap konis
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Volume tangki	$61,223 m^3$
Diameter (D)	4,572 m
Tinggi (H)	3,66 m
Tebal head	5/16 in
Tinggi head	1,32 m
Tinggi total tangki	4,98 m

### TANGKI (T-03)

Tabel 6.8 Spesifikasi Alat Tangki 03

Kode alat	T-03
Fungsi	Menyimpan produk dimetil ftalat ( $C_6H_4(COOCH_3)_2$ ) 99% dengan impurities ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) 1% pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 10 hari
Tipe alat	Tangki silinder tegak dengan atap konis
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Volume tangki	$920,287 m^3$
Diameter (D)	10,67 m
Tinggi (H)	10,97 m
Tebal head	7/16 in
Tinggi head	1,43 m
Tinggi total tangki	12,4 m

## SILO (SL-01)

Tabel 6.9 Spesifikasi Alat Silo

Fungsi	Menampung bahan baku ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) pada suhu $30^{\circ}C$ dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 5 hari
Tipe alat	Tangki silinder tegak dengan conical bottom
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Volume tangki	$545,771 \text{ m}^3$
Diameter (D)	5 m
Kedalaman (L)	22 m
Tinggi konis (H)	24,5 m
Tebal shell	5/16 in
Tebal conical bottom	5/16 in

## FEEDER

Tabel 6.10 Spesifikasi Alat Feeder

Fungsi	Menampung ftalat anhidrida dari silo (SL) ke screw conveyor (SC-02)
Tipe alat	Tangki silinder tegak dengan conical bottom
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Kondisi operasi	Suhu $30^{\circ}C$ tekanan atmosferik
Volume padatan	$0,631 \text{ m}^3$
Diameter (D)	0,7 m
Tinggi (H)	0,7 m
Tinggi konis (H)	0,35 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal conical bottom	3/16 in

### SCREW CONVEYOR (SC-01)

Tabel 6.11 Spesifikasi Alat Screw Conveyor 01

Kode alat	SC-01
Fungsi	Menaikkan ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) dari truk menuju silo
Tipe alat	Screw conveyor
Bahan konstruksi	Carbon steel (SA-283)
Kapasitas	200 ft <sup>3</sup> /jam
Diameter feed masuk	6 in
Panjang	15 ft
Kecepatan putar	26,768 rpm
Power motor	0,5 Hp

### SCREW CONVEYOR (SC-02)

Tabel 6.12 Spesifikasi Alat Screw Conveyor 02

Kode alat	SC-02
Fungsi	Menaikkan ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) dari truk menuju silo
Tipe alat	Screw conveyor
Bahan konstruksi	Carbon steel (SA-283)
Kapasitas	200 ft <sup>3</sup> /jam
Diameter feed masuk	6 in
Panjang	15 ft
Kecepatan putar	26,768 rpm
Power motor	0,5 Hp

**BUCKET ELEVATOR (BE-01)**

Tabel 6.13 Spesifikasi Alat Bucket Elevator 01

Kode alat	BE-01
Fungsi	Menaikkan ftalat anhidrida dari SC-01 menuju silo (SL)
Tipe alat	Bucket elevator
Bahan konstruksi	Carbon steel (SA-283)
Kapasitas	5,798 ton/jam
Tinggi	80,380 ft
Ukuran	6 in x 4 in x 4 1/4 in
Putaran head shaft	43 rpm
Lebar belt	7 in
Power motor	3 Hp

**BUCKET ELEVATOR (BE-02)**

Tabel 6.14 Spesifikasi Alat Bucket Elevator 02

Kode alat	BE-01
Fungsi	Menaikkan ftalat anhidrida dari SC-01 menuju silo (SL)
Tipe alat	Bucket elevator
Bahan konstruksi	Carbon steel (SA-283)
Kapasitas	5,798 ton/jam
Tinggi	10,072 ft
Ukuran	6 in x 4 in x 4 1/4 in
Putaran head shaft	43 rpm
Lebar belt	7 in
Power motor	1,5 Hp

### HEATER (HE-01)

Tabel 6.15 Spesifikasi Alat Heater 01

Kode alat	HE-01
Fungsi	Menaikkan suhu asam sulfat sebelum masuk reaktor dari 30 °C menjadi 60 °C dengan menggunakan pemanas steam
Jenis	Double pipe heat exchanger
Bahan konstruksi	Stainless steel
Media pemanas	Saturated steam pada suhu 212 °F
Kecepatan umpan	4.081,049 lb/jam
Kebutuhan steam	1,907 lb/jam
Luas transfer panas (A)	1,691 ft <sup>2</sup>
Panjang pipa (L)	12 ft
Jumlah hairpin	1

### HEATER (HE-02)

Tabel 6.16 Spesifikasi Alat Heater 02

Kode alat	HE-02
Fungsi	Menaikkan suhu umpan MD-01 dari 65 °C menjadi 197,8 °C menggunakan media pemanas produk bawah MD-01
Jenis	Shell and tube heat exchanger
Bahan konstruksi	Stainless steel
Media pemanas	Produk bawah MD-01
Kecepatan umpan	17.054,252 lb/jam
Luas transfer panas (A)	441,460 ft <sup>2</sup>
Panjang (L)	16 ft



### HEATER (HE-03)

Tabel 6.17 Spesifikasi Alat Heater 03

Kode alat	HE-03
Fungsi	Menaikkan suhu keluaran <i>mixer</i> sebelum masuk reaktor dari 43,217 °C menjadi 60 °C dengan menggunakan pemanas <i>steam</i>
Jenis	Double pipe heat exchanger
Bahan konstruksi	Stainless steel
Media pemanas	Saturated steam pada suhu 212 °F
Kecepatan umpan	18.319,823 lb/jam
Kebutuhan steam	249,396 lb/jam
Luas transfer panas (A)	112,161 ft <sup>2</sup>
Panjang pipa (L)	20 ft
Jumlah hairpin	6

### COOLER (CL-01)

Tabel 6.18 Spesifikasi Alat Cooler 01

Kode alat	CL-01
Fungsi	Menurunkan suhu keluaran reaktor dari 90 °C menjadi 65 °C dengan menggunakan pendingin air
Jenis	Double pipe heat exchanger
Bahan konstruksi	Stainless steel
Media pendingin	Air
Kecepatan umpan	19.328,508 lb/jam
Kebutuhan air pendingin	21.224,180 lb/jam
Luas transfer panas (A)	125,562 ft <sup>2</sup>
Panjang pipa (L)	20 ft
Jumlah hairpin	7

### COOLER (CL-02)

Tabel 6.19 Spesifikasi Alat Cooler 02

Kode alat	CL-02
Fungsi	Menurunkan suhu produk bawah MD-01 dari 120,6 °C menjadi 35°C dengan menggunakan pendingin air
Jenis	Double pipe heat exchanger
Bahan konstruksi	Stainless steel
Media pendingin	Air
Kecepatan umpan	16.701,685 lb/jam
Kebutuhan air pendingin	27.723,339lb/jam
Luas transfer panas (A)	125,562 ft <sup>2</sup>
Panjang pipa (L)	20 ft
Jumlah hairpin	12

### COOLER (CL-03)

Tabel 6.20 Spesifikasi Alat Cooler 03

Kode alat	CL-03
Fungsi	Menurunkan suhu produk bawah evaporator dari 98,451 <sup>0</sup> C menjadi 60 <sup>0</sup> C dengan menggunakan pendingin air
Jenis	Double pipe heat exchanger
Bahan konstruksi	Stainless steel
Media pendingin	Air
Kecepatan umpan	1.010,449 lb/jam
Kebutuhan air pendingin	21.224,180 lb/jam
Luas transfer panas (A)	1.652,871 ft <sup>2</sup>
Panjang pipa (L)	20 ft
Jumlah hairpin	2

### CONDENSOR (CD-01)

Tabel 6.21 Spesifikasi Alat Condensor 01

Kode alat	CD-01
Fungsi	Mengembunkan hasil atas menara distilasi (MD-01) pada suhu 233,563 °C dengan pendingin air
Jenis	Shell and tube condenser
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 304 grade C
Kecepatan umpan	271.203,605 lb/jam
Luas transfer panas (A)	160,145 ft <sup>2</sup>
Panjang (L)	16 ft

### REBOILER (RB-01)

Tabel 6.22 Spesifikasi Alat Reboiler 01

Kode alat	RB-01
Fungsi	Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi (MD-01)
Jenis	Kettle reboiler with shell and tube heat exchanger
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 304 grade C
Kecepatan umpan	3.142.086,982 lb/jam
Luas transfer panas (A)	491,719 ft <sup>2</sup>
Panjang (L)	24 ft

### **POMPA (P-01)**

Tabel 6.23 Spesifikasi Pompa 01

Kode alat	P-01
Fungsi	Mengalirkan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) dari truk pengangkut ke tangki (T-02)
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	224,638 gpm
Pressure head	0,019 m
Velocity head	1,533 m
Friction head	3,928 m
Kecepatan putar	1.000 rpm
Effisiensi motor	81%
Motor standard	2 Hp

### **POMPA (P-02)**

Tabel 6.24 Spesifikasi Pompa 02

Kode alat	P-02
Fungsi	Mengalirkan metanol ( $CH_3OH$ ) dari truk pengangkut ke tangki (T-01)
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	3388,645 gpm
Pressure head	0,042 m
Velocity head	1,671 m
Friction head	0,639 m
Kecepatan putar	1.000 rpm
Effisiensi motor	86 %
Motor standard	7,5 Hp

### POMPA (P-03)

Tabel 6.25 Spesifikasi Pompa 03

Kode alat	P-03
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan asam sulfat ( $H_2SO_4$ ) dari tangki (T-02) menuju reaktor (R-01)
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	0,311 gpm
Pressure head	12,513 m
Velocity head	0,0006 m
Friction head	0,0240 m
Kecepatan putar	1.000 rpm
Effisiensi motor	80%
Motor standard	0,5 Hp

### POMPA (P-04)

Tabel 6.26 Spesifikasi Pompa 04

Kode alat	P-04
Fungsi	Mengalirkan metanol ( $CH_3OH$ ) dari tangki (T-01) menuju mixer (M-01)
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	448,832 gpm
Pressure head	0,042 m
Velocity head	0,238 m
Friction head	1,328 m
Kecepatan putar	1.000 rpm
Effisiensi motor	80 %
Motor standard	0,5 Hp

### **POMPA (P-05)**

Tabel 6.27 Spesifikasi Pompa 05

Kode alat	P-05
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan keluaran mixer (M-01) menuju reaktor (R-01)
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	39,0524 gpm
Pressure head	24,915 m
Velocity head	0,324 m
Friction head	1,993 m
Kecepatan putar	1.000 rpm
Effisiensi motor	80 %
Motor standard	2 Hp

### **POMPA (P-06)**

Tabel 6.28 Spesifikasi Pompa 06

Kode alat	P-06
Fungsi	Mengalirkan larutan dari (R-01) menuju (D-01)
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	33,213 gpm
Pressure head	0,029 m
Velocity head	0,235 m
Friction head	0,992 m
Kecepatan putar	1.000 rpm
Effisiensi motor	80 %
Motor standard	0,5 Hp

### **POMPA (P-07)**

Tabel 6.29 Spesifikasi Pompa 07

Kode alat	P-07
Fungsi	Mengalirkan produk atas dekanter (D-01) menuju evaporator (EV-01)
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	4,061 gpm
Pressure head	0,029 m
Velocity head	0,107 m
Friction head	0,456 m
Kecepatan putar	1.000 rpm
Effisiensi motor	80 %
Motor standard	0,5 Hp

### **POMPA (P-08)**

Tabel 6.30 Spesifikasi Pompa 08

Kode alat	P-08
Fungsi	Mengalirkan dan menaikkan tekanan produk bawah evaporator (EV-01) menuju reaktor (R-01)
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	1,4221 gpm
Pressure head	15,280 m
Velocity head	0,013 m
Friction head	0,055 m
Kecepatan putar	1.000 rpm
Effisiensi motor	80 %
Motor standard	0,5 Hp

### **POMPA (P-09)**

Tabel 6.31 Spesifikasi Pompa 09

Kode alat	P-09
Fungsi	Mengalirkan produk bawah dekanter (D-01) menuju menara distilasi
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	29,169 gpm
Pressure head	2,948 m
Velocity head	0,377 m
Friction head	2,759 m
Kecepatan putar	1.000 rpm
Effisiensi motor	80 %
Motor standard	0,5 Hp

### **POMPA (P-10)**

Tabel 6.32 Spesifikasi Pompa 10

Kode alat	P-10
Fungsi	Mengalirkan hasil bawah menara distilasi (MD-01) dari reboiler (RB-01) menuju tangki (T-03)
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	36,447 gpm
Pressure head	2,948 m
Velocity head	0,282 m
Friction head	0,917 m
Kecepatan putar	1.000 rpm
Effisiensi motor	80 %
Motor standard	0,5 Hp



### **POMPA (P-11)**

Tabel 6.33 Spesifikasi Pompa 11

Kode alat	P-11
Fungsi	Mengalirkan hasil atas menara distilasi (MD-01) dari akumulator (ACC-01) menuju evaporator (EV-01)
Jenis	Pompa sentrifugal
Kapasitas pompa	0,664 gpm
Pressure head	0,031 m
Velocity head	0,003 m
Friction head	0,036 m
Kecepatan putar	1.000 rpm
Effisiensi motor	80 %
Motor standard	0,5 Hp

### **ACCUMULATOR (ACC-01)**

Tabel 6.34 Spesifikasi Accumulator

Fungsi	Menampung sementara produk atas MD-01
Tipe alat	Tangki silinder horizontal
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 178 grade C
Volume cairan	0,007543 m <sup>3</sup>
Diameter (D)	0,5 m
Tinggi (H)	1,51 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal conical bottom	3/16 in

## BAB. VII UTILITAS

Utilitas adalah unit penunjang proses dalam industri, kebutuhan utilitas sejalan dengan kebutuhan energi untuk suatu proses. Utilitas ini menyediakan kebutuhan air, listrik, dan bahan bakar.

### 7.1. Kebutuhan Air

Air merupakan kebutuhan pokok dalam pemenuhan kebutuhan proses produksi. Kebutuhan air meliputi air pendingin, air umpan boiler dan air rumah tangga dan layanan umum. Pabrik dimetil ftalat akan didirikan di daerah Kawasan Industri Maspion, oleh karena itu kebutuhan air diperoleh dari pengolahan air Kali Mireng Manyar. Berikut rincian kebutuhan air:

Tabel 7.1 Kebutuhan Air

Jenis kebutuhan air	Jumlah (kg/jam)
Air pendingin	172.271,413
Air umpan boiler	755,435
Air rumah tangga dan layanan umum	1.893
Air hydrant dan servis	400
Air make up	6.856,661
Jumlah	182.176,509

### 7.2. Kebutuhan Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses misalnya pompa, fan, pengaduk, dan alat-alat lainnya. Selain itu, listrik digunakan juga untuk penerangan. Kebutuhan listrik total adalah sebesar 116,515 kW. Daya listrik sebesar ini dipenuhi dari PT. Pembangkitan Jawa-Bali (PJB). Namun juga disediakan generator untuk cadangan berkekuatan 150 kW jika sewaktu – waktu listrik padam atau pasokan listrik kurang

### 7.3. Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan adalah bahan bakar diesel yang diperoleh dari PT Pertamina. Bahan bakar diesel digunakan untuk membangkitkan generator, pemanas boiler dan bahan bakar furnace. Kebutuhan bahan bakar diesel untuk bahan bakar generator sebanyak 71,2 kg/bulan, sebagai pemanas boiler sebanyak 53409 kg/bulan

## **BAB VIII LAY OUT PABRIK DAN PERALATAN PROSES**

### **8.1. Tata Letak Pabrik**

Tata letak pabrik adalah tempat atau kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat peralatan dan menyimpan bahan baku. Hal-hal lain yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik:

a. Perluasan Pabrik

Perluasan pabrik dan kemungkinan penambahan bangunan di masa yang akan datang. Perluasan pabrik harus diperhitungkan sebelum masalah kebutuhan tempat menjadi masalah besar di masa yang akan datang. Sejumlah area khusus harus dipersiapkan untuk perluasan pabrik jika dimungkinkan pabrik menambah kapasitas produksi atau ingin mengolah bahan baku sendiri, sehingga perlu adanya penambahan peralatan.

b. Harga Tanah

Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemanfaatan tanah. Pemakaian tempat harus disesuaikan terhadap area yang tersedia. Jika perlu ruangan harus dibuat bertingkat, sehingga dapat menghemat tempat.

c. Kualitas, Kuantitas dan Letak Bangunan

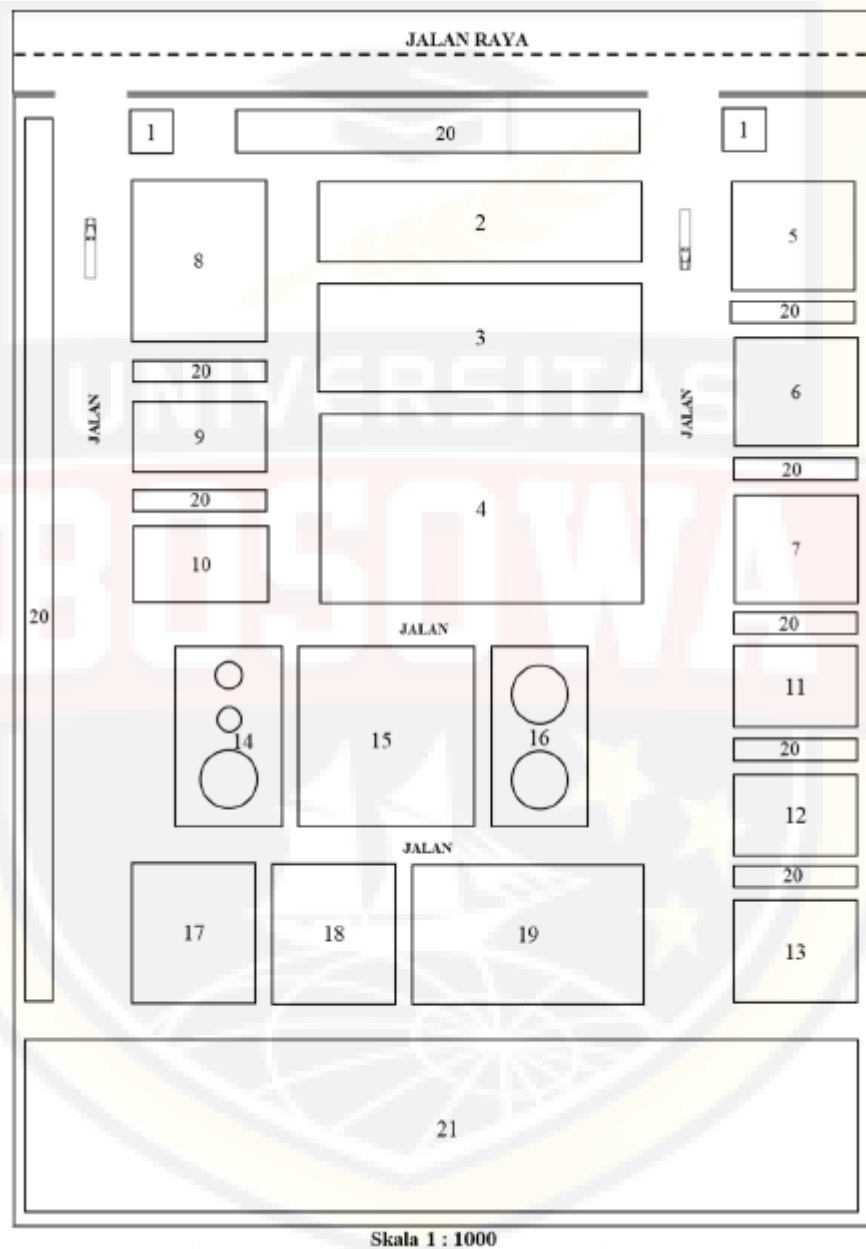
Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan harus memenuhi standar bangunan pabrik meliputi, kekuatan fisik maupun kelengkapannya, misalnya ventilasi, insulasi, dan instalasi. Keteraturan dalam penempatan bangunan akan membantu kemudahan kerja dan perawatan.

d. Keamanan

Faktor yang paling penting adalah keamanan. Walaupun telah dilengkapi dengan peralatan keamanan, seperti hidran, reservoir air, penahan ledakan, dan asuransi pabrik, faktor-faktor pencegah harus tetap disediakan, misalnya tangki bahan baku, produk, dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak antar ruang yang cukup sehingga dapat meminimalkan potensi terjadinya ledakan dan kebakaran.

e. Fasilitas Jalan

Jalan raya yang berfungsi sebagai jalur pengangkutan bahan baku, produk, dan bahan-bahan lainnya sangat diperlukan. Penempatan jalan tidak boleh mengganggu proses dan kelancaran distribusi.



Gambar 8.1 Tata Letak Pabrik

- Dengan :
- Luas bangunan = 17.441 m<sup>2</sup>
  - Luas tanah = 33.600 m<sup>2</sup>

**Keterangan Gambar 8.1:**

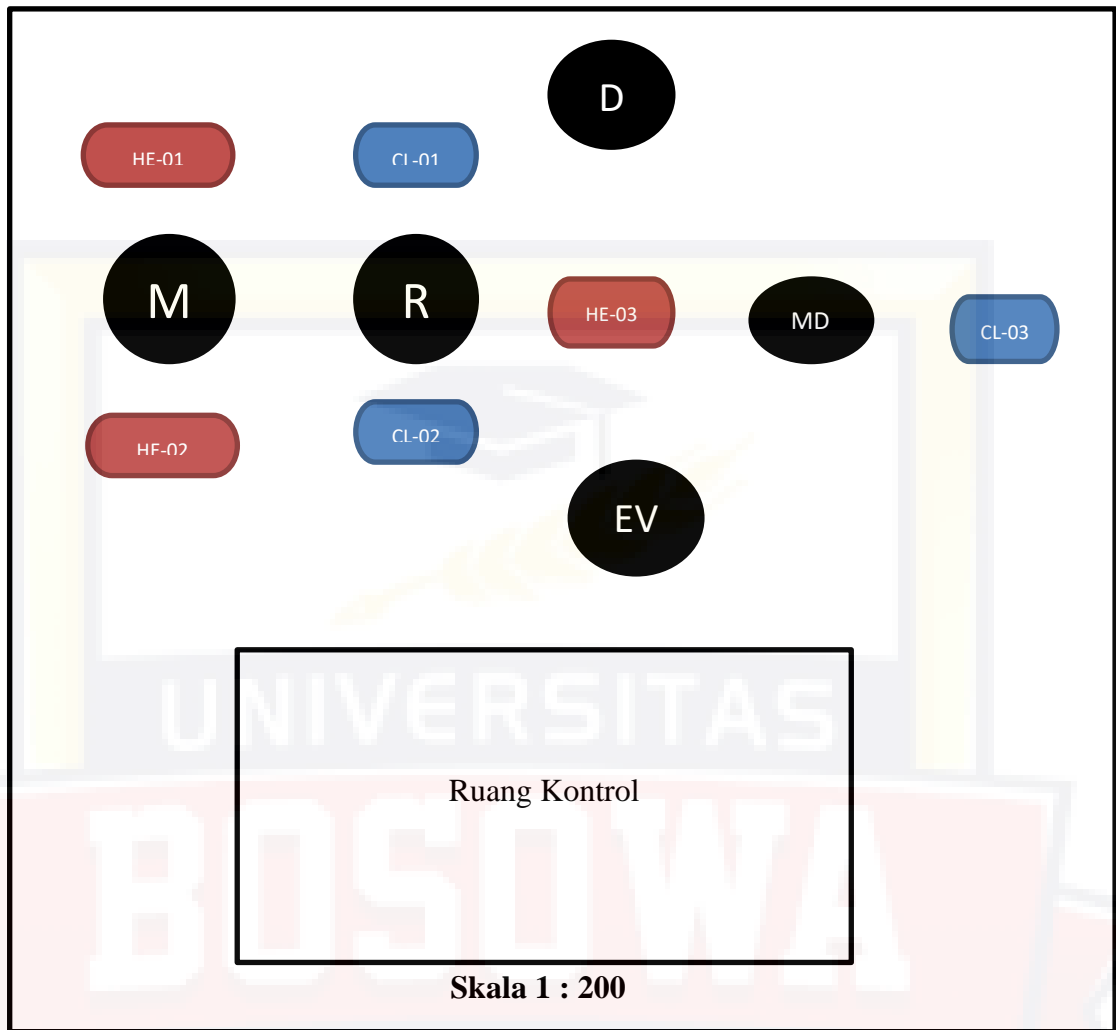
1. Pos keamanan
2. Gedung pertemuan
3. Area parkir
4. Head office
5. Kantor serikat pekerja
6. Perpustakaan
7. Laboratorium dan pengendalian mutu
8. Masjid dan sarana olahraga
9. Kantor teknik dan produksi
10. Poliklinik
11. Pemadam kebakaran
12. Bengkel
13. Gudang alat
14. Area bahan baku
15. Area proses
16. Area produk
17. Area utilitas
18. Area UPL
19. Area perluasan/pengembangan
20. Taman
21. Perumahan

No	Nama Bangunan	Jenis bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )
1	Pos Keamanan	Sederhana	49
2	Area Parkir	-	1.188
3	Taman	Sederhana	300
4	Gedung Pertemuan	Biasa	652
5	Head Office	Mewah	1.082
6	Kantor Serikat Kerja	Mewah	175
7	Perpustakaan	Biasa	175
8	Laboratorium	Biasa	175
9	Masjid dan Sarana Olahraga	Biasa	494
10	Kantor Teknik dan Produksi	Biasa	181
11	Poliklinik	Mewah	181
12	Pemadam Kebakaran	Biasa	164
13	Bengkel	Sederhana	117
14	Gudang Alat	Sederhana	174
15	Area Bahan Baku	Sederhana	659
16	Area Proses	Biasa	1.089
17	Control Room	Biasa	96
18	Area Produk	Sederhana	595
19	Area Utilitas	Sederhana	658
20	Area UPL	Sederhana	398
21	Area Perluasan Lahan	-	916
22	Jalan pabrik	-	7.923
Total			17.441

## 8.2. Tata Letak Peralatan Pabrik

Penentuan tata letak peralatan pabrik perlu memperhatikan beberapa hal antara lain, penyusunan alat proses harus saling berurutan sesuai dengan urutan kerja dan fungsinya. Selain itu, faktor kemudahan dalam pengecekan dan keselamatan kerja harus dipertimbangkan. Kondisi operasi masing-masing alat harus diperhatikan. Untuk alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi ditempatkan terpisah dari alat proses lainnya serta harus mudah dijangkau oleh pemadam kebakaran. Setiap alat harus ditempatkan ditempat yang cukup, artinya tidak terlalu besar dan tidak terlalu sempit, sehingga mudah untuk pemeriksaan, perbaikan, dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja.

Pengaturan alat kontrol dilakukan pada ruang kendali (control room). Untuk kantor produksi dan laboratorium ditempatkan berdekatan dengan area proses agar mudah dalam mengontrol dan mengawasi produksi.



Gambar 8.2 Tata Letak Pabrik

Keterangan:

M = Mixer

HE = Heater

R = Reaktor

CL = Cooler

D = Dekanter

MD = Menara distilasi

EV = Evaporator

## **BAB IX. KESEHATAN DAN KESELAMATAN KERJA**

### **9.1. Pengertian Kesehatan dan Keselamatan Kerja**

Berdasarkan peraturan menteri tentang kerja No : Per.05/MEN/1996 tentang system manajemen kesehatan dan keselamatan kerja adalah bagian dari sistem manajemen secara keseluruhan yang meliputi struktur, organisasi, perencanaan, tanggungjawab, pelaksanaan prosedur, prosedur, dan sumber daya yang dibutuhkan bagi pengembang, penerapan, pencapaian, pengkajian, dan pemeliharaan kebijakan keselamatan dan kesehatan kerja dalam rangka pengendalian risiko yang berkaitan dengan kegiatan kerja guna tercapainya tempat kerja yang nyaman dan efisien.

Menurut Leon C. Megginson, mengartikan keselamatan kerja mencakup dua pengertian, yaitu resiko keselamatan dan resiko kesehatan. Keselamatan kerja diartikan sebagai kondisi aman atau selamat dari penderitaan, keruakan atau kerugian di tempat kerja. Sedangkan kesehatan kerja menunjuk pada kondisi yang bebas dari gangguan secara fisik, mental, emosi atau rasa sakit yang disebabkan oleh lingkungan kerja. Risiko kesehatan merupakan faktor dalam lingkungan kerja yang bekerja melebihi periode waktu yang di tentukan, lingkungan yang dapat membuat stress emosi atau gangguan fisik.

### **9.2. Tujuan K3**

Berdasarkan Undang-Undang No 1 Tahun 1970 tentang Keselamatan Kerja:

1. Melindungi dan menjamin keselamatan setiap tenaga kerja dan orang lain di tempat kerja.
2. Menjamin setiap sumber produksi dapat digunakan secara aman dan efisien
3. Menjamin setiap sumber produksi dapat digunakan secara aman dan efisien



### 9.3. Penerapan Budaya 5R

Untuk mencapai tujuan K3 maka pabrik yang akan didirikan menggunakan budaya 5R. 5R adalah cara/metode untuk mengatur/mengelola/mengorganisir tempat kerja menjadi tempat kerja yang lebih baik secara berkelanjutan. Adapun yang dimaksud 5R sebagai berikut:

1. Ringkas
  - Memilah barang yang diperlukan & yang tidak diperlukan.
  - Memilah barang yang sudah rusak dan barang yang masih dapat digunakan.
  - Memilah barang yang harus dibuang atau tidak.
  - Memilah barang yang sering digunakan atau jarang penggunaannya.
2. Rapi
  - Menata/mengurutkan peralatan/barang berdasarkan alur proses kerja.
  - Menata/mengurutkan peralatan/barang berdasarkan keseringan penggunaannya, keseragaman, fungsi dan batas waktu.
  - Pengaturan tanda visual supaya peralatan/barang mudah ditemukan.
3. Resik
  - Membersihkan tempat kerja dari semua kotoran, debu dan sampah.
  - Menyediakan sarana dan prasarana kebersihan di tempat kerja.
  - Meminimalisir sumber-sumber sampah dan kotoran.
  - Memperbarui/memperbaiki tempat kerja yang sudah usang/rusak (peremajaan).
4. Rawat

Mempertahankan 3 kondisi di atas dari waktu ke waktu.
5. Rajin

Mendisiplinkan diri untuk melakukan 4 hal di atas.

#### 9.4. Rambu-rambu dan Label K3

Salah satu tindakan yang harus dilakukan untuk kesehatan dan keselamatan kerja adalah memasang rambu-rambu dan label-label pada tempat tertentu

- Rambu-rambu di tempat kerja

Tabel 9.1 Rambu-rambu di tempat kerja

Sub Kelompok	Contoh Aplikasi (Warna Simbol)		Uraian
1.1			<b>HITAM</b> Rambu <b>DILARANG MEROKOK</b> di area ini
1.2			<b>PUTIH</b> Rambu <b>WAJIB MENGGUNAKAN PELINDUNG KESELAMATAN TANGAN</b> di area kerja ini
2.0			<b>HITAM</b> Rambu <b>WASPADA</b> di area ini
3.1			<b>PUTIH</b> Rambu lokasi <b>PERALATAN PERTOLONGAN PERTAMA PADA KECELAKAAN</b>
3.2			<b>PUTIH</b> Rambu lokasi <b>ALAT PEMADAMAN API RINGAN</b>
3.3			<b>HITAM</b> Rambu lokasi <b>TOILET UNTUK PRIA</b>

- Label Kemasan Bahan Beracun Dan Berbahaya (B3)



- Makna Label Dan Warna Perpipaan

LABEL PIPA →	Gas Bertekanan.
← LABEL PIPA	
LABEL PIPA →	Bahan Mudah Terbakar.
← LABEL PIPA	
LABEL PIPA →	Air Yang Dapat Diminum, Air Pendingin, Air Umpan Boiler.
← LABEL PIPA	
LABEL PIPA →	Bahan Beracun & Korosif.
← LABEL PIPA	
LABEL PIPA →	Media Pemadam Kebakaran.
← LABEL PIPA	
LABEL PIPA →	Bahan Mudah Menyala.
← LABEL PIPA	

### 9.5. Alat Pelindung Diri (APD)

Untuk mencegah kecelakaan kerja para pekerja di pabrik in akan diwajibkan menggunakan alat pelindung diri ketika bekerja. Berikut adalah macam – macam jenis alat pelindung diri ( APD ) yang biasa di pakai oleh pekerja di pabrik industri:

#### 1. Sepatu Safety

Sepatu safety adalah alat pelindung diri yang di gunakan untuk melindungi kaki bagian bawah dari adanya kecelakaan kerja pada saat melakukan pekerjaan. Adapun fungsi dari sepatu safety adalah untuk melindungi diri pekerja dari jenis – jenis kecelakaan seperti sebagai berikut :

#### 2. Helmet atau Topi

Helmet atau topi adalah salah satu alat pelindung diri yang di gunakan untuk melindungi bagian kepala dari adanya potensi bahaya di dalam pabrik pada saat beraktifitas rutin. Helmet adalah jenis pelindung kepala yang di pakai khusus oleh pekerja yang mempunyai aktifitas kerja dengan resiko atau potensi bahaya yang tinggi. Contohnya adalah pekerja maintenance atau teknisi, pekerja driver alat angkat dan angkut, Pekerja bongkar pasang benda berat.

Topi adalah jenis pelindung kepala yang di pakai oleh pekerja yang mempunyai resiko atau potensi bahaya lebih ringan atau pekerja tersebut tidak terlalu banyak

gerak perpindahan posisi kerjanya atau tidak melakukan jenis pekerjaan yang sangat berbahaya. Contohnya adalah pekerja produksi, pekerja administrator, Pekerja QA dan WT, Pekerja driver, Pekerja GA, dll.

### 3. Sarung Tangan

Sarung tangan adalah alat pelindung diri yang di gunakan untuk melindungi bagian tangan dan jari jarinya dari potensi bahaya. Tujuan menggunakan sarung tangan adalah untuk melindungi bagian tangan dari potensi bahaya yang di timbulkan oleh effect pekerjaan.

### 4. Kaca Mata atau Face Shield

Kaca mata adalah alat pelindung diri yang berfungsi untuk melindungi bagian mata supaya tidak terkena atau kemasukan benda asing dari effect melakukan pekerjaan.

Face shield adalah alat pelindung diri yang berfungsi untuk melindungi bagian wajah secara full supaya tidak terkena serpihan benda asing pada saat kita melakukan pekerjaan.

### 5. Masker

Masker adalah alat pelindung diri yang berfungsi untuk melindungi bagian organ pernafasan dari potensi bahaya debu, asap dari proses produksi dan melindungi dari bahan – bahan cairan atau kimia yang berbau tajam.

### 6. Ear Plug

Ear Plug adalah alat pelindung diri yang berfungsi untuk melindungi gendang telinga dari suara kebisingan. Ear plug ini alat khusus yang di gunakan oleh operator yang bekerja di area dengan adanya suara bising mesin seperti genset atau boiler ( alat pencipta sumber energy ) di dalam pabrik, Area mesin lainnya yang mempunyai suara kebisingan tinggi.

### 7. Sefety Belt

Safety belt atau body hardness adalah alat pelindung diri untuk melindungi anggota badan agar tidak jatuh dari ketinggian pada saat bekerja di atas ketinggian.

## **BAB X. STRUKTUR ORGANISASI PERUSAHAAN**

### **10.1. Bentuk Perusahaan**

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham dan berbentuk badan hukum. Dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut:

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, di mana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan. Ini berarti resiko pemegang saham hanya terbatas sampai besarnya modal yang disetorkan.
3. Dapat memperluas lapangan usaha karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber-sumber modal secara efisien.
6. Pemegang saham melalui rapat umum dapat memilih Dewan Direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dan dibantu oleh manajer-manajer. Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, yang dipilih menjadi direktur tidak selalu orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham.

Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu akuntan pabrik apabila perusahaan tidak berjalan sebagaimana mestinya. Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham setelah masa jabatan habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham / Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS) yang biasanya dilakukan satu tahun sekali.

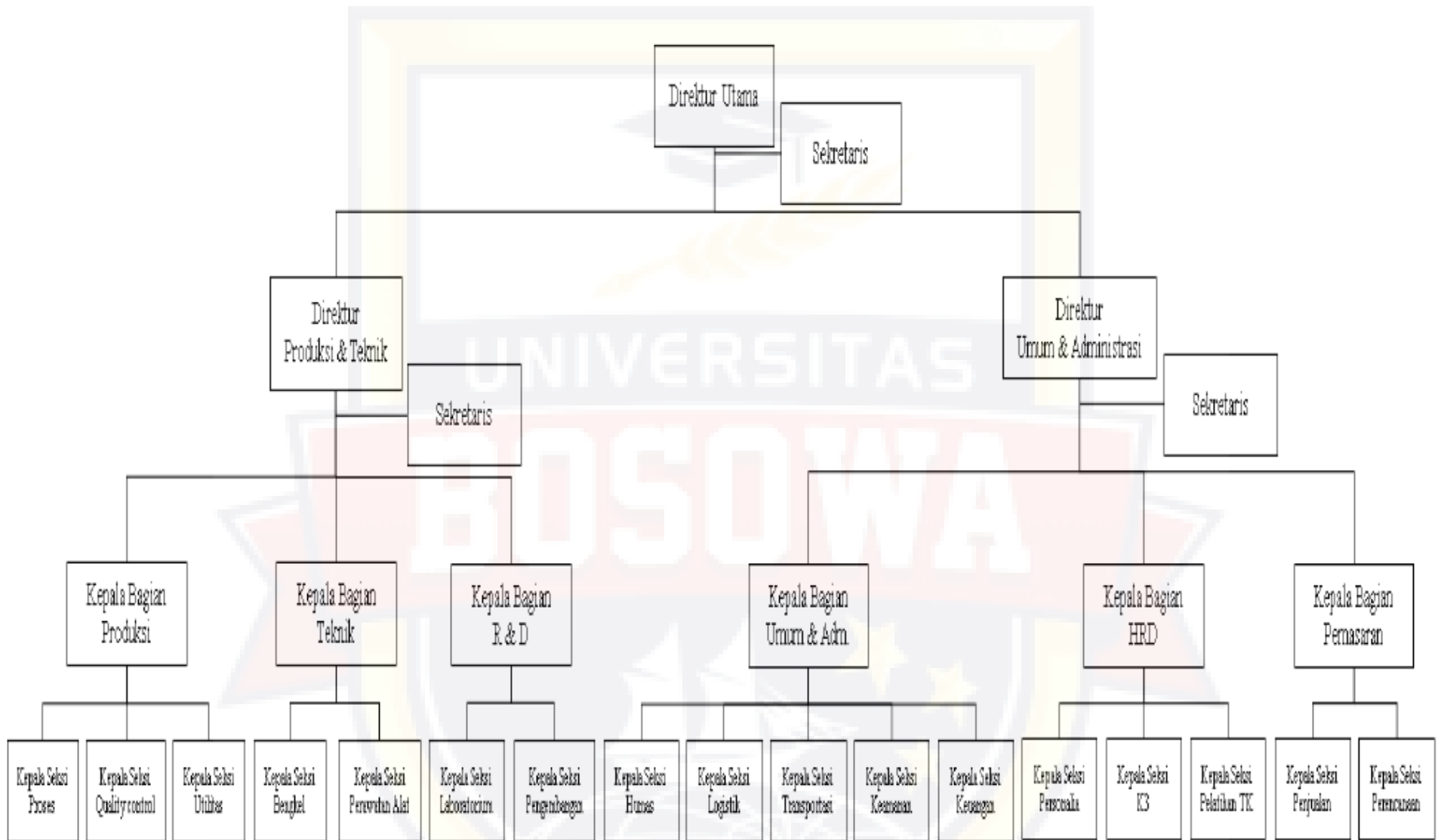
## 10.2. Struktur Organisasi Perusahaan

Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem staff and line organization (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur.

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

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

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



Gambar 10.1 Stuktur Organisasi Perusahaan

### 10.3. Tugas dan Wewenang

#### 1. Pemegang saham

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

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

#### 2. Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan tertinggi dalam perusahaan dan bertanggung jawab sepenuhnya dalam hal maju mundurnya perusahaan.

Direktur Utama bertanggung jawab pada Dewan Komisaris atas segala tindakan dan kebijaksanaan yang telah diambil sebagai pimpinan perusahaan. Direktur Utama membawahi Direktur Produksi dan Teknik, serta Direktur Keuangan dan Umum

Direktur utama membawahi :

##### a. Direktur Teknik dan Produksi

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

##### b. Direktur Umum dan Administrasi

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

#### 3. Sekretaris

Tugas Sekretaris adalah membantu pimpinan dalam melakukan tugas-tugas harian, baik yang rutin maupun yang khusus.



#### 4. Kepala Bagian

Secara umum tugas Kepala Bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian dapat juga bertindak sebagai staff direktur. Kepala bagian ini bertanggung jawab kepada direktur masing-masing.

Kepala bagian terdiri dari :

##### a. Kepala Bagian Produksi

Tugas kepala bagian produksi mengawasi jalannya proses dan produksi

##### b. Kepala Bagian Teknik

Bertanggung jawab kepada manager Teknik dan produksi dan melaksanakan pemeliharaan fasilitas dan peralatan pabrik.

##### c. Kepala Bagian R & D

Merencanakan, melakukan, dan melaporkan semua aktifitas research and development untuk tujuan perbaikan dan pengembangan produk perusahaan.

##### d. Kepala Bagian Pemasaran

Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran, pengadaan barang, serta pembukuan keuangan.

##### e. Kepala Bagian Umum dan Administrasi

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

##### f. Kepala Bagian HRD

Mengelola keahlian, meningkatkan, dan memotivasi mereka untuk mencapai kinerja terbaik dan memastikan mereka tetap berkomitmen pada perusahaan.

#### 5. Kepala Seksi

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

##### a. Kepala Seksi Proses

Memimpin langsung serta memantau kelancaran proses produksi.

b. Kepala Seksi Quality control

Mengawasi dan meneliti produk, proses produksi perusahaan untuk memperoleh standar kualitas yang diharapkan

c. Kepala Seksi Utilitas

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

d. Kepala Seksi Bengkel

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

e. Kepala Seksi Perawatan alat

Mengawasi pelaksanaan pemeliharaan perawatan mesin untuk menjaga kelancaran proses produksi dan menjaga konsistensi kualitas dan memperpanjang umur peralatan mesin.

f. Kepala Seksi Laboratorium

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

g. Kepala Seksi Keuangan

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

h. Kepala Seksi Pemasaran

Mengkoordinasikan kegiatan pemasaran produk dan pengadaan bahan baku pabrik.

i. Kepala Pengembangan

Mengkoordinasi kegiatan-kegiatan yang berhubungan dengan peningkatan produksi dan efisiensi proses secara keseluruhan.

j. Kepala Seksi Personalia

Mengkoordinasikan kegiatan yang berhubungan dengan kepegawaian

k. Kepala Seksi Humas

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

l. Kepala Seksi Keamanan

Menyelenggarakan kegiatan yang berkaitan dengan mengawasi langsung masalah keamanan perusahaan.

m. Kepala Seksi Kesehatan dan Keselamatan Kerja

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

n. Kepala Seksi Logistik

Menyediakan sumber daya fisik sesuai kebutuhan dan mengendalikan pengiriman, penyimpanan material dan alat.

o. Kepala Seksi Pelatihan TK

Memberikan bimbingan dan pengurusan pelatihan dan produktifitas tenaga kerja.

p. Kepala Seksi Transportasi

Mengelola, mengarahkan, mengkoordinasikan dan mengendalikan seluruh perencanaan dan implementasi kebijakan dan strategi distribusi dan transportasi produk dan operasional.

#### **10.4. Jadwal Kerja Karyawan**

Pabrik ini direncanakan memiliki jumlah pekerja sebanyak 140 orang dan beroperasi kontinyu selama 24 jam. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan alat. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua yaitu:

1. Karyawan Non Shift

Karyawan non shift merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas dan semua karyawan bagian umum. Jam kerja yang berlaku untuk karyawan non shift dalam seminggu adalah 5 hari dengan jumlah kerja maksimum 45 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan non shift dapat diatur dengan perincian sebagai berikut:

Senin – Jumat : 08.00 – 17.00 WIB

Sabtu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

Selain hari Jumat : 12.00 – 13.00 WIB

Jumat : 11.30 – 13.00 WIB

Hari Minggu dan hari libur nasional semua karyawan non shift libur.

## 2. Karyawan Shift

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi. Sistem kerja karyawan produksi diatur menurut pembagian shift dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena alat-alat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian shift dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran shift sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja shift dalam 1 hari diatur dalam 3 shift sebagai berikut:

Shift I : 07.00 – 15.00 WIB

Shift II : 15.00 – 23.00 WIB

Shift III : 23.00 – 07.00 WIB

Jam kerja shift berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 3 hari kerja sekali. Pada hari Minggu dan hari libur nasional semua karyawan shift tidak libur. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses kontrol, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian shift seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahun.

Tabel 10.1 Jadwal kerja karyawan shift

REGU	HARI														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	

Keterangan:

1, 2, 3, ... : hari ke-

A, B, C, ... : kelompok kerja shift

 : libur

I : 07.00 – 15.00 WIB

II : 15.00 – 23.00 WIB

III : 23.00 – 07.00 WIB

### **10.5. Sistem Gaji Karyawan dan Perincian Jumlah Karyawan**

Penggajian karyawan didasarkan kepada jabatan, tingkat pendidikan, pengalaman kerja, keahlian dan resiko kerja. Jumlah karyawan harus ditentukan dengan tepat dengan cara menghitung jumlah karyawan proses berdasarkan jumlah peralatan dan jumlah karyawan proses per unit per regu, dan rincian karyawan yang lain ditentukan, sehingga semua pekerjaan yang ada dapat diselenggarakan dengan baik dan efektif. Sedangkan sistem gaji pegawai dibagi menjadi 2 golongan yaitu :

1. Gaji bulanan adalah gaji yang diberikan kepada pegawai tetap dan besarnya gaji sesuai dengan peraturan perusahaan.
2. Gaji lembur adalah gaji yang diberikan kepada karyawan yang bekerja melebihi jam kerja yang telah ditetapkan dan besarnya sesuai dengan peraturan perusahaan

Perincian besar gaji karyawan pabrik dimethyl phthalate ini dapat dilihat pada Tabel 10.2 dimana gaji yang diberikan disesuaikan dengan standar upah minimum regional Gresik. Keputusan Gubernur Jatim Nomor : 188/665/KPTS/013/2018

Tabel 10.2 Perincian Gaji Karyawan

No	Jabatan	Jumlah	Gaji / Bulan (Rp)	Jumlah (Rp)
1	Direktur Utama	1	35.000.000	35.000.000
2	Direktur Produksi & Teknik	1	20.000.000	20.000.000
3	Direktur Umum & Administrasi	1	20.000.000	20.000.000
4	Sekretaris	3	12.000.000	36.000.000
5	Sopir Khusus Direksi	6	4.300.000	25.800.000
6	Kepala Bagian	6	10.000.000	60.000.000
12	Ka. sek. Proses	1	7.500.000	7.500.000
13	Ka. Sek. Utilitas	1	7.500.000	7.500.000
14	Ka. Sek. <i>Quality Control</i>	1	7.500.000	7.500.000
15	Ka. Sek. Bengkel	1	7.500.000	7.500.000
16	Ka. Sek. Perawatan Alat	1	7.500.000	7.500.000
17	Ka. Sek. Laboratorium	1	7.500.000	7.500.000
18	Ka. Sek. Pengembangan	1	7.500.000	7.500.000
19	Ka. Sek. Humas	1	7.500.000	7.500.000
20	Ka. Sek. Logistik	1	7.500.000	7.500.000
21	Ka. Sek. Transportasi	1	7.500.000	7.500.000
22	Ka. Sek. Keamanan	1	7.500.000	7.500.000
23	Ka. Sek. Keuangan	1	7.500.000	7.500.000
24	Ka. Sek. Personalia	1	7.500.000	7.500.000
25	Ka. Sek. K3	1	7.500.000	7.500.000
26	Ka. Sek. Pelatihan Tenaga Kerja	1	7.500.000	7.500.000
27	Ka. Sek. Penjualan	1	7.500.000	7.500.000
28	Ka. Sek. Perencanaan	1	7.500.000	7.500.000
29	Staff Sek. Proses	36	4.500.000	162.000.000
30	Staff Sek. Utilitas	24	4.500.000	108.000.000
31	Staff Sek. <i>Quality Control</i>	2	4.500.000	9.000.000
32	Staff Sek. Bengkel	2	4.500.000	9.000.000
33	Staff Sek . Perawatan Alat	2	4.500.000	9.000.000
34	Staff Sek . Laboratorium	2	4.500.000	9.000.000
35	Staff Sek. Pengembangan	2	4.500.000	9.000.000
36	Staff Sek. Humas	3	4.500.000	13.500.000
37	Staff Sek. Logistik	2	4.500.000	9.000.000
38	Staff Sek. Transportasi	2	4.500.000	9.000.000
39	Staff Sek. Keamanan	10	4.500.000	45.000.000
40	Staff Sek. Keuangan	2	4.500.000	9.000.000
41	Staff Sek. Personalia	2	4.500.000	9.000.000
42	Staf Sek. K3	2	4.500.000	9.000.000
43	Staff Sek. Pelatihan TK	2	4.500.000	9.000.000
44	Staff Sek. Penjualan	2	4.500.000	9.000.000
45	Staff Sek. Pemasaran	2	4.500.000	9.000.000
46	Dokter	2	7.500.000	15.000.000
47	Perawat	4	4.500.000	18.000.000
	Total	140	367.300.000	802.800.000

## 10.6. Fasilitas Karyawan

Fasilitas dinas yang diberikan pada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan adalah sebagai berikut:

- a. Fasilitas air bersih
- b. Fasilitas kesehatan bagi karyawan (suami/istri dan anak)
- c. Memberikan pakaian kerja 2 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 2 kali dalam setahun
- d. Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi
- e. Fasilitas ibadah berupa masjid di lingkungan perusahaan
- f. Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya
- g. Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan dan asuransi hari tua.

## BAB XI. EVALUASI EKONOMI

### 11.1. Dasar Perhitungan

Evaluasi kelayakan ekonomi dari pabrik dimetil ftalat dilakukan dengan tahapan sebagai berikut:

1. Penentuan Total Harga Alat (Purchasing Equipment Cost)
2. Penaksiran Modal Tetap Industri (Fixed Capital Investment)
3. Perkiraan Penjualan
4. Penentuan Biaya Produksi (Production Cost)
5. Penaksiran Modal Kerja Industri (Working Capital) dan perhitungan Capital Investment (Total Modal)
6. Perhitungan General Expense dan Total Biaya Produksi
7. Perkiraan Pendapatan
8. Analisis Kelayaka

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio indeks harga.

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

(Aries & Newton, 1955)

Dimana:

$E_x$  = Harga alat pada tahun x

$E_y$  = Harga alat pada tahun y

$N_x$  = Indeks harga pada tahun x

$N_y$  = Indeks harga pada tahun y



Dalam penentuan harga alat-alat pabrik dimetil ftalat dari ftalat anhidrida dan metanol dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut:

1. Kurs dollar pada tanggal 23 Juni 2021, US \$ 1 = Rp. 14.493,11 (sumber bi.go.id)
2. Penentuan harga alat bersumber dari buku dan web dapat dilihat pada lampiran perhitungan harga alat masing-masing baik alat proses maupun untuk alat utilitas.

Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Indice) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literatur pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini atau dengan harga saat prarancangan pabrik dalam hal ini tahun 2021.

Nilai CEPCI untuk perhitungan harga alat :

- |                         |          |
|-------------------------|----------|
| a. CEP index tahun 2014 | = 576,1  |
| b. CEP index tahun 2015 | = 556,8  |
| c. CEP index tahun 2016 | = 561,7  |
| d. CEP index tahun 2017 | = 567,5  |
| e. CEP index tahun 2018 | = 614,6  |
| f. CEP index tahun 2019 | = 652,9  |
| g. CEP index tahun 2020 | = 630,04 |
| h. CEP index tahun 2021 | = 716,98 |

([www.chemengonline.com](http://www.chemengonline.com), "Annual Plant Cost Index)

3. Harga yang diperoleh dalam rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat
4. Harga yang diperoleh dalam dollar US dibulatkan dalam satuan terdekat

## 11.2. Perhitungan Biaya

### 1. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses

Semua alat proses dibeli dari luar negeri. Semua biaya pembelian alat-alat proses dapat dilihat dibawah ini.

Tabel 11.1 Harga Alat Proses

No	Alat	Ukuran	Harga Satuan 2014 (\$)	Harga Satuan 2021 (\$)	Jumlah	Harga (\$)
1	Mixer	2771,509 gall	70.800	88.113	1	88.113
2	Reaktor	2474,892 gall	145.700	181.330	1	181.330
3	Dekanter	1993,442 gall	15.000	18.668	1	18.668
4	Evaporator	311,085 ft <sup>2</sup>	16.130	20.074	1	20.074
5	Menara Destilasi	50,3937 in	176.600	219.786	1	219.786
6	Heater – 01	1,691 ft <sup>2</sup>	600	747	1	747
7	Heater – 02	441,460 ft <sup>2</sup>	8.700	10.828	1	10.828
8	Heater – 03	112,161 ft <sup>2</sup>	4.800	5.974	1	5.974
9	Cooler – 01	84,112 ft <sup>2</sup>	3.200	3.983	1	3.983
10	Cooler – 02	215,818 ft <sup>2</sup>	6.100	7.592	1	7.592
11	Cooler – 03	38,749 ft <sup>2</sup>	1.100	1.369	1	1.369
12	Tangki – 01	243976,99 gall	74.500	92.718	1	92.718
13	Tangki – 02	16173,49 gall	11.800	14.686	1	14.686
14	Feeder	22,283 ft <sup>3</sup>	2.200	2.738	1	2.738
15	Silo	19273,720 ft <sup>3</sup>	106.400	132.419	1	132.419
16	Tangki – 03	243114,06 gall	74.300	92.469	2	184.939
17	Condenser	160,145 ft <sup>2</sup>	7.700	9.583	1	9.583
18	Reboiler	491,719 ft <sup>2</sup>	22.500	28.002	1	28.002
19	Screw Con - 01	15 ft	300	373	1	373
20	Screw Con - 02	15 ft	300	373	1	373
21	Bucket Elev - 01	80,380 ft	14.400	17.921	1	17.921
22	Bucket Elev - 02	10,072 ft	7.770	9.670	1	9.670
23	Accumulator	1,992 gall	1.200	1.493	1	1.493
24	Pompa P-01	4,5 in	1.400	1.742	1	1.742
25	Pompa P-02	16 in	4.900	6.098	1	6.098
26	Pompa P-03	1,32 in	14.200	17.672	1	17.672
27	Pompa P-04	1,90 in	1.400	1.742	1	1.742
28	Pompa P-05	2,88 in	1.600	1.991	1	1.991
29	Pompa P-06	2,88 in	2.600	3.236	1	3.236
30	Pompa P-07	1,32 in	2.600	3.236	1	3.236
31	Pompa P-08	1,32 in	1.400	1.742	1	1.742
32	Pompa P-09	2,38 in	1.400	1.742	1	1.742
33	Pompa P-10	2,88 in	2.400	2.987	1	2.987
34	Pompa P-11	1,32 in	2.600	3.236	1	3.236
	Total		808.600	1.006.336		1.098.805

(matche.com, 2014)

Dari penentuan harga masing – masing alat proses diatas maka didapatkan PEC dari alat proses tersebut \$ **1.098.805**

## **2. Purchasing Equipment Cost (PEC ) Alat Utilitas**

### a. Alat utilitas dari dalam negeri

Biaya investasi utilitas dari dalam negeri yang sudah termasuk biaya material dan instalasi adalah berupa alat-alat utilitas yang terdiri dari bak air bersih dan bak air minum. Maka biaya utilitas dalam negeri dapat dilihat dibawah ini.

#### 1. Bak pengendap menggunakan konstruksi beton bertulang

Bak pengendap	= 99,168 m <sup>3</sup>
Biaya bak	= Rp 1.200.000/m <sup>3</sup>
Total	= Rp 119.001.600

#### 2. Bak penampung air bersih menggunakan konstruksi beton bertulang

Bak air bersih	= 49,584 m <sup>3</sup>
Biaya bak	= Rp 1.200.00/m <sup>3</sup>
Total	= Rp 59.500.800

#### 3. Bak penampung air pendingin menggunakan konstruksi beton bertulang

Bak air pendingin	= 208 m <sup>3</sup>
Biaya bak	= Rp 1.200.000/m <sup>3</sup>
Total	= Rp 249.600.000

Total harga keseluruhan	= Rp. 428.102.400
	= \$ 29.538,339

b. Alat Utilitas dari Luar Negeri

Alat utilitas dari luar negeri dapat dilihat pada tabel dibawah ini:

Tabel 11.2 Harga Alat Utilitas

No	Alat	Ukuran	Harga Satuan 2014 (\$)	Harga Satuan 2021 (\$)	Jumlah	Harga (\$)
1	Tangki Kapur	122,311 gall	6.300	7.840,608	1	7.840,608
2	Tangki Pencampur	1.091 gall	8.700	10.827,506	1	10.827,506
3	Clarifier	17.464 ft <sup>2</sup>	28.600	35.593,869	1	35.593,869
4	Sand Filter	10,093 ft <sup>2</sup>	26.500	32.980,333	1	32.980,333
5	Tangki Klorinasi	9.510 gall	20.700	2.5761,996	1	25.761,996
6	Cooling Tower	761,806 gpm	101.900	126.818,716	1	126.818,716
7	Kation Exchanger	3,341 gpm	3.270	4.069,649	1	4.069,649
8	Anion Exchanger	3,341 gpm	1.990	2.476,636	1	2.476,636
9	Tangki H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	34,855 gall	3.300	4.106,985	1	4.106,985
10	Tangki NaOH	10,947 gall	1.700	2.115,719	1	2.115,719
11	Deaerator	10,993 ft <sup>2</sup>	6.350	7.902,835	1	7.902,835
12	Tangki Hidrazin	24,039 gall	2.700	3.360,260	1	3.360,260
13	Tangki Umpan Boiler	1.921,587 gall	10.500	13.067,679	1	13.067,679
14	Boiler	1.629,94 lb/hr	121.500	151.211,717	1	151.211,717
15	Tangki Bahan Bakar	9.320,818 gall	18.600	23.148,460	1	23.148,460
16	Generator	150 kW	8.500	10.578,597	1	10.578,597
17	Tangki Generator	68,420 gall	3.700	4.604,801	1	4.604,801
18	Pompa U-01	2,38 in	2.400	2.986,898	1	2.986,898
19	Pompa U-02	2,38 in	2.400	2.986,898	1	2.986,898
20	Pompa U-03	2,38 in	2.400	2.986,898	1	2.986,898
21	Pompa U-04	2,38 in	2.400	2.986,898	1	2.986,898
22	Pompa U-05	1,05 in	1.600	1.991,265	1	1.991,265
23	Pompa U-06	1,05 in	1.600	1.991,265	1	1.991,265
24	Pompa U-07	1,05 in	1.600	1.991,265	1	1.991,265
25	Pompa U-08	1,05 in	1.600	1.991,265	1	1.991,265
Total						486.379,021

(matche.com, 2014)

Dari penentuan harga masing-masing alat utilitas diatas maka didapatkan total PEC dari masing-masing total PEC utilitas dari dalam dan luar negeri dapat dilihat pada tabel berikut:

Tabel 11.3 Total PEC

No	Item	Biaya
1	Utilitas dalam negeri	\$ 29.538,339
2	Utilitas luar negeri	\$ 486.379,021
Jumlah		\$ 515.917,360

### 3. Penaksiran Modal Tetap Industri (Fixed Capital Investment)

Modal industri (Capital Investment) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa uang yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries & Newton, 1955). Modal industri terdiri dari 2 yaitu:

1. Modal Tetap (Fixed Capital Investment)
2. Modal Kerja (Working Capital)

Modal tetap dapat didefinisikan sebagai total biaya instalasi pengolahan, bangunan, layanan tambahan, dan teknik yang terlibat dalam penciptaan pabrik baru. Modal tetap terdiri dari:

1. Direct Cost
  - a. Purchased Equipment Cost
  - b. Purchased Equipment Installation
  - c. Instrumentation and Controls
  - d. Piping
  - e. Electrical Equipment and Materials
  - f. Buildings (Including Service)
  - g. Land & Yard
2. Indirect Cost
  - a. Engineering and Construction
  - b. Construction expenses
  - c. Contractor's fee
  - d. Contingency

Dalam biaya Direct Cost ditambahkan lagi biaya insulation (Isolasi)

(Aries & Newton, 1955)

### 4. Direct Cost (DC)

Dalam menentukan Direct Cost dilakukan asumsi sebagai berikut:

1. Biaya inflasi sudah dimasukkan kedalam biaya Purchasing Equipment Cost PEC sampai tempat.
2. Dalam biaya instalasi (Purchased Equipment Installation), instrumentasi dan kontrol (Instrumentation and Controls), Piping, Electrical Equipment and Materials, Insulation diambil buruh lokal sebesar 95% dan buruh asing 5 %.

3. Upah buruh :

- a. Buruh asing = \$ 20 /manhour
- b. Buruh lokal = Rp 50.000/manhour
- c. Perbandingan 1 manhour asing = 2 manhour lokal

**a. Direct Cost (DC) Alat Proses**

1. Purchasing Equipment Cost (PEC)

Alat proses sampai tempat PEC meliputi biaya peralatan yang tercantum pada lembar diagram aliran lengkap, suku cadang dan suku cadang peralatan yang tidak dipasang, surplus peralatan, perlengkapan, dan tunjangan peralatan, tunjangan biaya inflasi, biaya pengiriman, pajak, asuransi, tugas, penyelisihan modifikasi saat start up. Besarnya biaya peralatan proses sampai tempat = 10-40% PEC

(Peter & Timmerhaus, 1991)

Harga peralatan proses di negara pembuatan (PEC) = \$ 1.098.805

$$\begin{aligned} \text{Dipilih} &= 25\% \\ \text{PEC sampai tempat} &= 125\% \times \$ 1.098.805 \\ &= \$ 1.373.506,427 \end{aligned}$$

2. Purchasing Equipment Installation (PEI)

PEI meliputi: Pemasangan semua peralatan yang tercantum pada lembar aliran lengkap, dukungan structural, isolasi, dan cat. (Peter & Timmerhaus, 1991)

Biaya instalasi besarnya 43% dari PEC, terdiri dari biaya material sebesar 11% dan buruh sebesar 32% (Tabel 16 p.77, Aries & Newton).

Material (11% PEC) meliputi foundations, platforms dan supports

$$\begin{aligned} \text{Material} &= 11\% \times \$ 1.098.805 \\ &= \$ 120.868,5656 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (32\% PEC)} &= 32\% \times \$ 1.098.805 \\ &= \$ 351.617,6453 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 351.617,6453}{\$ 20 / \text{manhour}} \\ &= 17.580,882 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Asing} &= 5\% \times 17.580,882 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour} \\ &= \$ 17.580,882 \end{aligned}$$

$$\text{Tenaga Lokal} = 95\% \times 17.580,882 \text{ manhour} \times \text{Rp}.50.000/\text{manhour}$$

$$= \text{Rp. } 835.091.907,516$$

$$= \$ 57.619,925$$

### 3. Instrumentation and Controls

Meliputi: pembelian, instalasi, kalibrasi, computer. (Peter & Timmerhaus, 1991).

Besarnya biaya instrumentasi 15% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh (Tabel 19 p.97 Aries & Newton).

$$\text{Material (12\% PEC)} = 12\% \times \$ 1.098.805$$

$$= \$ 131.856,617$$

$$\text{Buruh (3\% PEC)} = 3\% \times \$ 1.098.805$$

$$= \$ 32.964,154$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\$ 32.964,154}{\$ 20 / \text{manhour}}$$

$$= 1.648,208 \text{ manhour}$$

$$\text{Tenaga Asing} = 5\% \times 1.648,208 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour}$$

$$= \$ 1.648,208$$

$$\text{Tenaga Lokal} = 95\% \times 1.648,208 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour}$$

$$= \text{Rp. } 78.289.866,330$$

$$= \$ 5.401,868$$

### 4. Piping (Pemipaan)

Meliputi biaya: Proses baja, pipa-karbon, paduan, besi cor, timah, berjajar, alumunium, tembaga, keramik, plastic, karet, beton bertulang, pipa gantungan, fitting, katup, isolasi-pipa, perlatan. (Peter & Timmerhaus, 1991).

Besarnya biaya pemipaan 86% dari PEC untuk cairan terdiri dari biaya material dan buruh (Tabel 17 p. 78 Aries & Newton)

$$\text{Material (49\% PEC)} = 49\% \times \$ 1.098.805$$

$$= \$ 538.414,519$$

$$\text{Buruh (37\% PEC)} = 37\% \times \$ 1.098.805$$

$$= \$ 406.557,902$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\$ 406.557,902}{\$ 20 / \text{manhour}}$$

$$= 20.327,895 \text{ manhour}$$

$$\text{Tenaga Asing} = 5\% \times 20.327,895 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour}$$

$$= \$ 20.327,895$$

Tenaga Lokal  $= 95 \% \times 20.327,895 \text{ manhour} \times \text{Rp}.50.000/\text{manhour}$

$$= \text{Rp}. 965.575.018,065$$

$$= \$ 66.623,038$$

#### 5. Electrical Equipment and Materials

Meliputi peralatan listrik –switches, motor, saluran, kawat, alat kelengkapan, pengumpan, grounding, instrument, dan control kabel & pencahayaan, panel-panel, dan bahan dan tenaga kerja listrik. (Peter & Timmerhauss, 1991)

Besarnya biaya insulasi listrik 15% dari PEC, terdiri dari biaya material (pemeriksaan instalasi & biaya instalasi) dan buruh (Aries & Newton, p102)

Material (12% PEC)  $= 12\% \times \$ 1.098.805$

$$= \$ 131.856,617$$

Buruh (3% PEC)  $= 3\% \times \$ 1.098.805$

$$= \$ 32.964,154$$

Jumlah manhour  $= \frac{\$ 32.964,154}{\$ 20 / \text{manhour}}$

$$= 1.648,208 \text{ manhour}$$

Tenaga Asing  $= 5\% \times 1.648,208 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour}$

$$= \$ 1.648,208$$

Tenaga Lokal  $= 95 \% \times 1.648,208 \text{ manhour} \times \text{Rp}.50.000/\text{manhour}$

$$= \text{Rp}. 78.289.866,330$$

$$= \$ 5.401,868$$

#### 6. Insulation

Besarnya biaya insulasi 8% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh. (table 21 p.98, Aries & Newton)

Material (3% PEC)  $= 3\% \times \$ 1.098.805$

$$= \$ 32.964,154$$

Buruh (5% PEC)  $= 5\% \times \$ 1.098.805$

$$= \$ 54.940,257$$

Jumlah manhour  $= \frac{\$ 54.940,257}{\$ 20 / \text{manhour}}$

$$= 2.747,013 \text{ manhour}$$

Tenaga Asing  $= 5\% \times 2.747,013 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour}$



$$= \$ 2.747,013$$

Tenaga Lokal = 95 % x 2.747,013 manhour x Rp.50.000/manhour

$$= \text{Rp. } 130.483.110,549$$

$$= \$ 9.003,113$$

Total DC alat proses dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 11.4 Total DC Alat Proses

Komponen	Biaya \$	Biaya Rp
Harga alat sampai di tempat	1.373.506,427	-
Instalasi	138.449,448	835.091.907,516
Instrumentasi dan <i>control</i>	133.504,825	78.289.866,330
Pemipaan	558.742,414	965.575.018,065
Instalasi listrik	133.504,825	78.289.866,330
Instalasi Isolasi	35.711,167	130.483.110,549
Jumlah	2.373.419,106	2.087.729.768,790

#### b. Direct Cost (DC) Alat Utilitas

Biaya utilitas terbagi menjadi 2 kelompok yaitu:

1) Biaya utilitas dalam negeri

Merupakan biaya yang diperlukan untuk membeli alat-alat utilitas yang tersedia didalam negeri.

Biaya utilitas dalam negeri = Rp. 428.102.400

2) Biaya utilitas luar negeri

Merupakan biaya yang harus dikeluarkan untuk membeli peralatan pabrik yang tersedia diluar negeri.

1) Purchasing Equipment Cost (PEC)

Alat proses sampai tempat harga peralatan proses di negara pembuat (PEC)

Besarnya biaya peralatan proses sampai tempat = 10 – 40 % PEC (Peter& Timmerhauss, 1991).

Dipilih = 25%

Purchasing Equipment Cost (PEC) sampai tempat

= 125% x \$ 486.379,021

= \$ 607.973,776

## 2) Purchasing Equipment Installation (PEI)

PEI meliputi: Pemasangan semua peralatan yang tercantum pada lembar aliran lengkap, dukungan structural, isolasi, dan cat. (Peter & Timmerhauss, 1991)

Biaya instalasi besarnya 43% dari PEC, terdiri dari biaya material sebesar 11% dan buruh sebesar 32% (Tabel 16 p.77, Aries & Newton).

Material (11% PEC) meliputi foundations, platforms dan supports

$$\text{Material} = 11\% \times \$ 486.379,021$$

$$= \$ 53.501,692$$

$$\text{Buruh (32\% PEC)} = 32\% \times \$ 486.379,021$$

$$= \$ 155.641,287$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\$ 155.641,287}{\$ 20 / \text{manhour}}$$

$$= 7.782,064 \text{ manhour}$$

$$\text{Tenaga Asing} = 5\% \times 7.782,064 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour}$$

$$= \$ 7.782,064$$

$$\text{Tenaga Lokal} = 95\% \times 7.782,064 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour}$$

$$= \text{Rp. } 369.648.055,699$$

$$= \$ 25.505,089$$

## 3) Instrumentation and Controls

Meliputi: pembelian, instalasi, kalibrasi, computer. (Peter & Timmerhauss, 1991).

Besarnya biaya instrumentasi 15% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh (Tabel 19 p.97 Aries & Newton).

$$\text{Material (12\% PEC)} = 12\% \times \$ 486.379,021$$

$$= \$ 58.365,482$$

$$\text{Buruh (3\% PEC)} = 3\% \times \$ 486.379,021$$

$$= \$ 14.591,371$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\$ 14.591,371}{\$ 20 / \text{manhour}}$$

$$= 729,569 \text{ manhour}$$

$$\text{Tenaga Asing} = 5\% \times 729,569 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour}$$

$$= \$ 729,569$$

$$\text{Tenaga Lokal} = 95\% \times 729,569 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour}$$

$$= \text{Rp. } 34.654.505,222$$

$$= \$ 2.391,102$$

#### 4) Piping (Pemipaan)

Meliputi biaya: Proses baja, pipa-karbon, paduan, besi cor, timah, berjajar, alumunium, tembaga, keramik, plastic, karet, beton bertulang, pipa gantungan, fitting, katup, isolasi-pipa, perlatan. (Peter & Timmerhaus, 1991).

Besarnya biaya pemipaan 86% dari PEC untuk cairan terdiri dari biaya material dan buruh (Tabel 17 p. 78 Aries & Newton)

$$\text{Material (49\% PEC)} = 49\% \times \$ 486.379,021$$

$$= \$ 238.325,720$$

$$\text{Buruh (37\% PEC)} = 37\% \times \$ 486.379,021$$

$$= \$ 179.960,238$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\$ 179.960,238}{\$ 20 / \text{manhour}}$$

$$= 8.998,012 \text{ manhour}$$

$$\text{Tenaga Asing} = 5\% \times 8.998,012 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour}$$

$$= \$ 8.998,012$$

$$\text{Tenaga Lokal} = 95\% \times 8.998,012 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour}$$

$$= \text{Rp. } 427.405.564,402$$

$$= \$ 29.490,259$$

#### 5) Electrical Equipment and Materials

Meliputi peralatan listrik –switches, motor, saluran, kawat, alat kelengkapan, pengumpan, grounding, instrument, dan control kabel & pencahayaan, panel-panel, dan bahan dan tenaga kerja listrik. (Peter & Timmerhaus, 1991)

Besarnya biaya instalasi listrik 15% dari PEC, terdiri dari biaya material (pemeriksaan instalasi & biaya instalasi) dan buruh (Aries & Newton, p102)

$$\text{Material (12\% PEC)} = 12\% \times \$ 486.379,021$$

$$= \$ 58.365,482$$

$$\text{Buruh (3\% PEC)} = 3\% \times \$ 486.379,021$$

$$= \$ 14.591,371$$

$$\text{Jumlah manhour} = \frac{\$ 14.591,371}{\$ 20 / \text{manhour}}$$

$$= 729,569 \text{ manhour}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Asing} &= 5\% \times 729,569 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour} \\ &= \$ 729,569 \\ \text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 729,569 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\ &= \text{Rp. } 34.654.505,222 \\ &= \$ 2.391,102 \end{aligned}$$

6) Insulation

Besarnya biaya insulasi 8% dari PEC, terdiri dari biaya material dan buruh. (table 21 p.98, Aries & Newton)

$$\begin{aligned} \text{Material (3\% PEC)} &= 3\% \times \$ 486.379,021 \\ &= \$ 14.591,371 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (5\% PEC)} &= 5\% \times \$ 486.379,021 \\ &= \$ 24.318,951 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \frac{\$ 24.318,951}{\$ 20 / \text{manhour}} \\ &= 1.215,948 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Asing} &= 5\% \times 1.215,948 \text{ manhour} \times \$20/\text{manhour} \\ &= \$ 1.215,948 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga Lokal} &= 95\% \times 1.215,948 \text{ manhour} \times \text{Rp.}50.000/\text{manhour} \\ &= \text{Rp. } 57.757.508,703 \\ &= \$ 985,170 \end{aligned}$$

Total DC alat utilitas dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 11.5 Total DC Alat Utilitas

Komponen	Biaya \$	Biaya Rp
Harga alat sampai di tempat	607.973,776	-
Instalasi	61.283,757	369.648.055,699
Instrumentasi dan <i>control</i>	59.095,051	34.654.505,222
Pemipaan	247.323,732	427.405.564,402
Instalasi listrik	59.095,051	34.654.505,222
Instalasi Isolasi	15807,318	57.757.508,703
Harga alat dalam negeri	-	428.102.400
Jumlah	1.050.578,685	1.352.222.539,247

**c. Direct Cost (DC) Bangunan**

Harga bangunan mewah Rp 5,000,000 / m<sup>2</sup>

Harga bangunan biasa Rp 3,000,000 / m<sup>2</sup>

Harga bangunan sederhana Rp 2,000,000 / m<sup>2</sup>

Harga pengaspalan jalan Rp 155,000 / m<sup>2</sup>

Rincian biaya dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 11.6 Biaya Bangunan

No	Nama Bangunan	Jenis bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )	Total Harga (Rp)
1	Pos Keamanan	Sederhana	49	98.000.000
2	Area Parkir	-	1188	184.140.000
3	Taman	Sederhana	300	600.000.000
4	Gedung Pertemuan	Biasa	652	1.956.000.000
5	Head Office	Mewah	1082	5.410.000.000
6	Kantor Serikat Kerja	Mewah	175	875.000.000
7	Perpustakaan	Biasa	175	525.000.000
8	Laboratorium	Biasa	175	525.000.000
9	Masjid dan Sarana Olahraga	Biasa	494	1.482.000.000
10	Kantor Teknik dan Produksi	Biasa	181	543.000.000
11	Poliklinik	Mewah	181	905.000.000
12	Pemadam Kebakaran	Biasa	164	492.000.000
13	Bengkel	Sederhana	117	234.000.000
14	Gudang Alat	Sederhana	174	348.000.000
15	Area Bahan Baku	Sederhana	659	1.318.000.000
16	Area Proses	Biasa	1089	3.267.000.000
17	Control Room	Biasa	96	288.000.000
18	Area Produk	Sederhana	595	1.190.000.000
19	Area Utilitas	Sederhana	658	1.316.000.000
20	Area UPL	Sederhana	398	796.000.000
21	Area Perluasan Lahan	-	916	141.980.000
22	Jalan pabrik	-	7923	1.228.065.000
Total				23.722.185.000

**d. Direct Cost (DC) Land & Yard**

Total kebutuhan tanah pabrik = 140 m x 240 m = 33.600 m<sup>2</sup>

Harga tanah sebesar = Rp. 3.500.000 / m<sup>2</sup>

Berdasarkan data dari ([www.gresikkab.bps.go.id](http://www.gresikkab.bps.go.id)) sehingga biaya untuk pembelian tanah:

Harga Tanah = Rp. 3.500.000/m<sup>2</sup> x 33.600 m<sup>2</sup>

= Rp. 117.600.000.000

Total Direct Cost Pabrik dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 11.7 Total DC Pabrik

No	Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
1	Alat proses	2.373.419	2.087.729.769
2	Alat utilitas	1.050.579	1.352.222.539
3	Bangunan		23.722.185.000
4	Tanah		117.600.000.000
	Jumlah	3.423.998	144.762.137.308

## 5. Indirect Plant Cost

### a. Engineering & Construction

Engineering & Construction meliputi biaya desain, supervisi, konstruksi, dan pemeriksaan. Besar biaya ditentukan sebesar 25% dari (Physical Plant Cost) PPC. (Aries & Newton, 1955)

Tabel 11.8 Indirect Plant Cost

No	Komponen	\$	Rp
1	Physical Plant Cost	3.423.998	144.762.137.308
2	Engineering and Construction (25%)	855.999	36.190.534.327
	Total	4.279.997	180.952.671.635

### b. Contractor fee

Biaya kontraktor bervariasi untuk situasi yang berbeda, tetapi dapat diperkirakan sekitar 2-8% dari direct plant cost. (Peter & Timmerhaus, 1991)

### c. Contingency Cost

Modal kontingensi biasanya disertakan dalam perkiraan investasi modal untuk mengkompensasi kejadian tak terduga, seperti badai, banjir, pemogokan, perubahan harga, perubahan desain kecil. Kesalahan estimasi, dan biaya tidak terduga lainnya, yang perkiraan sebelumnya telah statistic terbukti bersifat berulang. Faktor kontingensi berkisar antara 5- 20% dari Direct Plant Cost Pabrik (Peters & Timmerhaus, 1991)

## 6. Fixed Capital Investment (FCI)

Tabel 11.9 Fixed Capital Investment

No.	Komponen	\$	Rp.
1	Direct Plant Cost	4.279.997	180.952.671.635
2	Contractor fee ( 5 % )	214.000	9.047.633.582
3	Contingency ( 15 % )	642.000	27.142.900.745
	Total	5.135.997	217.143.205.962

Fixed Capital Investment (FCI)

= (\$5.135.997 x Rp. 14.493,110/\$1) + Rp. 217.143.205.962

= Rp. 291.579.770.882

## 7. Perkiraan penjualan

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut.

- Harga jual produk Dimetil ftalat mengalami kenaikan harga selama periode pengembalian modal.
- Produksi pada tahun pertama langsung 100%

Kapasitas = 60.000.000 kg/tahun

Harga jual = Rp 29.382 /kg

Penjualan = Rp 1.762.920.000.000 /tahun

## 8. Penentuan Biaya Produksi (Manufacturing Cost)

Dalam penentuan biaya produksi diambil kebijakan jam kerja sebagai berikut:

- a. Dalam 1 hari, pabrik beroperasi selama 24 jam
- b. Dalam 1 tahun pabrik beroperasi selama 330 hari

Manufacturing Cost terbagi dalam 3 bagian:

1. Direct Manufacturing Cost
2. Indirect Manufacturing Cost
3. Fixed Manufacturing Cost

## 9. Direct Manufacturing Cost

Direct manufacturing cost terdiri dari:

### 1. Raw Materials

Pada proses produksi dipabrik Dimetil ftalat diperlukan beberapa bahan baku utama agar proses produksi dapat berjalan, bahan-bahan tersebut berupa ftalat Anhidrida dan Metanol. Dalam perhitungan biaya bahan baku diambil asumsi sebagai berikut:

Berikut biaya dari masing – masing bahan baku:

#### a. Ftalat Anhidrida

Harga = Rp 21.305 /kg (PT. Petrowidada, Gresik)

Kebutuhan = 45.915.463,440 kg/tahun

Biaya = Rp 978.228.948.589,200/tahun

b. Metanol

Harga = Rp 14.927 /kg (PT. Kaltim Metanol Industri, Bontang)

Kebutuhan = 19.875.224,160 kg/tahun

Biaya = Rp 296.677.471.036,320/tahun

c. Asam Sulfat

Harga = Rp 10.856 /kg (PT. Petrokimia, Gresik)

Kebutuhan = 954.003,600 kg/tahun

Biaya = Rp 103.56.663.081,600/tahun

2. Operating Labour

Total biaya Operating Labour dapat dilihat pada tabel dibawah. Dalam penentuan gaji operating labour diasumsikan tidak ada kenaikan gaji.

Berdasarkan Tabel 10.2 maka total biaya operating labour

= Rp. 802.800.000/bulan

= Rp. 802.800.000/bulan x 12 bulan/tahun

= Rp. 9.633.600.000

3. Supervision

Beban pengawasan adalah gaji seluruh personel yang bertanggung jawab untuk pengawasan langsung operasi produktif. Skala gaji bervariasi dengan tingkat tanggung jawab yang diperlukan. Perkiraan cepat dapat dibuat dengan menerapkan presentase dari biaya tenaga kerja sebesar 10 persen untuk operasi sederhana dan 25 persen untuk prosedur yang kompleks (Aries & Newton, 1955). Rentang biaya supervise antara 10% -25%. Dalam perhitungan biaya supervise diambil 10% biayakaryawan:

= 10% x Rp. 9.633.600.000

= Rp. 963.360.000

4. Maintenance

Beban pemeliharaan termasuk biaya semua bahan dan tenaga kerja yang dipekerjakan dalam pemeliharaan rutin dan perbaikan insidental dan dalam beberapa kasus dalam revisi utama dari peralatan dan bangunan. Pemilihan biaya maintenance dapat dilihat di bawah ini. Dalam perhitungan biaya maintenance diasumsikan jenis operasinya dalam keadaan normal. (Aries & Newton, 1955).



$$\begin{aligned}
\text{Diambil biaya maintenance} &= 2\% \text{ FCI} \\
\text{Biaya maintenance} &= 2\% \times \text{Rp. } 291.579.770.882 \\
&= \text{Rp. } 831.595.418
\end{aligned}$$

#### 5. Plant Supplies

Dalam setiap operasi manufaktur, banyak persediaan aneka diperlukan untuk menjaga proses berfungsi secara efisien. Barang-barang seperti grafik, pelumas, uji bahan kimia, perlengkapan custodian dan perlengkapan yang tidak dapat dianggap sebagai bahan baku atau pemeliharaan dan perbaikan bahan, dan diklasifikasikan sebagai operasi persediaan. Biaya tahunan untuk jenis persediaan adalah sekitar 10 persen dari total biaya untuk jenis persediaan adalah sekitar 10 persen dari total biaya pemeliharaan dan perbaikan. (Peter & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned}
\text{Biaya plant supplies (10\% maintenance)} &= 10\% \times \text{Rp. } 5.831.595.418 \\
&= \text{Rp. } 583.159.542
\end{aligned}$$

#### 6. Royalties and Patents

Banyak proses manufaktur yang dilindungi oleh hak paten, dan mungkin diperlukan untuk membayar jumlah yang ditetapkan untuk hak patent atau royalty berdasarkan jumlah bahan yang dihasilkan. Meskipun perkiraan kasar dari paten dan royalty biaya untuk proses di patentkan adalah 0 sampai 6 persen dari total biaya produk, insinyur harus menggunakan penilaian karena royalty bervariasi dengan seperti factor sebagai jenis produk dan industry. (Peter & Timmerhause, 1991). Digunakan 1%

$$\begin{aligned}
&= 1\% \times \text{Rp } 1.762.920.000.000 \\
&= \text{Rp. } 7.629.200.000
\end{aligned}$$

#### 7. Utilities

Dalam penentuan biaya bahan utilitas diasumsikan tidak ada kenaikan harga pada masing – masing bahan utilitas tersebut

##### a. Asam Sulfat

$$\begin{aligned}
\text{Harga} &= \text{Rp } 10.856/\text{kg} \\
\text{Kebutuhan} &= 13.147,200 \text{ kg/tahun} \\
\text{Biaya} &= \text{Rp } 142.726.003,200
\end{aligned}$$

b. NaOH	e. Bahan Bakar
Harga = Rp 8.142 /kg	Harga = Rp 9.400 /liter
Kebutuhan = 10.628,640 kg/tahun	Kebutuhan = 993,480 liter/tahun
Biaya = Rp 86.538.386,880	Biaya = Rp 9.338.712,000
c. Hidrazin	f. Listrik
Harga = Rp 27.140/kg	Harga = Rp 996,74/ kWh
Kebutuhan = 5.235,12 kg/tahun	Kebutuhan = 922.798,800 kWh/tahun
Biaya = Rp 162.286.344	Biaya = Rp 919.790.475,912
d. NaH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub>	g. Ca(OH) <sub>2</sub>
Harga = Rp 13.570/kg	Harga = Rp 5.266 / kg
Kebutuhan = 87,120/tahun	Kebutuhan = 8.038,800 kg/tahun
Biaya = Rp 1.182.218	Biaya = Rp 42.332.321

**Total biaya bahan utilitas = Rp. 1.364.194.461**

Tabel 11.10 Direct manufacturing cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	Biaya bahan baku	1.285.263.082.707
2	Biaya bahan Utilitas	1.364.194.461
3	<i>Operating Labour</i>	9.633.600.000
4	<i>Supervise</i>	963.360.000
5	<i>Maintenance</i>	5.831.595.418
6	<i>Plant supplies</i>	583.159.542
7	<i>Royalties and patents</i>	17.629.200.000
Jumlah		1.321.268.192.128

### 10. Indirect Manufacturing Cost

Biaya Indirect Manufacturing Cost terdiri dari :

#### 1. Payroll overhead

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pension, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan social, dan pajak pekerjaan di klasifikasikan gaji overhead. Sementara masing-masing item dapat diperkirakan secara individual, mereka dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara dengan 10 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja (Operating Labour)

(Aries& Newton, 1955)

$$\begin{aligned} &= 15\% \times \text{Operating Labor} \\ &= 15\% \times \text{Rp. } 9.633.600.000 \\ &= \text{Rp. } 1.445.040.000 \end{aligned}$$

## 2. Laboratory

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk, biaya rata-rata setara dengan 10 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja dapat digunakan. (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned} &= 10\% \text{ Operating labor} \\ &= 10\% \times \text{Rp. } 9.633.600.000 \\ &= \text{Rp. } 963.360.000 \end{aligned}$$

## 3. Packaging & Shipping

Biaya wadah untuk kemasan tergantung pada sifat kimia dan fisik produk serta pada nilai. (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned} &\text{Dalam perhitungan biaya packaging diambil} = 0,5\% \text{ total penjualan} \\ &= 0,5\% \times \text{total penjualan} \\ &= 0,5\% \times \text{Rp. } 1.762.920.000.000 \\ &= \text{Rp. } 8.814.600.000 \end{aligned}$$

## 4. Plant Overhead

Plant Overhead merupakan biaya pemeliharaan fungsi layanan tertentu yang dipersyaratkan secara tidak langsung oleh unit produktif, mencakup biaya pemeliharaan kesehatan, fasilitas rekreasi, pembelian, penggunaan ruangan, dan teknik. Nilai setara dengan 50 sampai 100 persen dari biaya tenaga kerja produktif. (Aries & Newton, 1955)

$$\begin{aligned} &= 50\% \text{ Operating Labor} \\ &= 50\% \times \text{Rp. } 9.633.600.000 \\ &= \text{Rp. } 4.816.800.000 \end{aligned}$$

Total Indirect Manufacturing Cost dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 11.11 Indirect Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Payroll overhead</i>	1.445.040.000
2	<i>Laboratorium</i>	963.360.000
3	<i>Plant Overhead</i>	8.814.600.000
4	<i>Packaging &amp; Shipping</i>	4.816.800.000
Jumlah		16.039.800.000

### 11. Fixed Manufacturing Cost

Biaya fixed manufacturing cost terdiri dari:

#### 1. Depreciation

Untuk menghitung biaya ini, penurunan nilai alat diasumsikan terjadi sepanjang tahun. Penurunan nilai ini disebut sebagai penyusutan (depresiasi) yang dapat diperoleh dari perbedaan antara biaya awal dan nilai sisa. (Peter & Timmerhause, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Biaya depresiasi} &= 10\% \text{ Fixed Capital Investment (Aries \& Newton, 1955)} \\ &= 10\% \times \text{Rp. } 291.579.770.882 \\ &= \text{Rp. } 29.157.977.088 \end{aligned}$$

#### 2. Property taxes

Besarnya pajak property local tergantung pada lokalitas tertentu dari pabrik dan peraturan daerah. Pajak property tahunan untuk pabrik di daerah padat penduduk, biasanya dalam kisaran 2 sampai 4 persen dari fixed-modal investasi. Di daerah yang kurang penduduknya, pajak property local sekitar 1 sampai 2 persen dari investasi terikat-modal. (Peter & Timmerhause, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Biaya property taxes diambil } 2\% \text{ Fixed Capital Investment} \\ &= 2\% \times \text{Rp. } 291.579.770.882 \\ &= \text{Rp. } 5.831.595.418 \end{aligned}$$

#### 3. Insurance

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Pada secara tahunan, angka ini berjumlah sekitar 2 persen dari fixed-modal investasi.

(Peter & Timmerhaus, 1991)

Biaya asuransi diambil 2 % dari Fixed Capital Investment

$$= 2\% \times \text{Rp. } 291.579.770.882$$

$$= \text{Rp. } 5.831.595.418$$

Total Fixed Manufacturing Cost dapat dilihat pada table dibawah ini

Tabel 11.12 Fixed Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	Depresiasi	29.157.977.088
2	Property Tax	5.831.595.418
3	Asuransi	5.831.595.418
Jumlah		40.821.167.923

Dari perhitungan diatas maka dapat dihitung Total Manufacturing Cost (TMC)

Total Manufacturing Cost (TMC) dapat di lihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 11.13 Total Manufacturing Cost

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	DMC	1.321.268.192.128
2	IMC	16.039.800.000
3	FMC	40.821.167.923
Jumlah		1.378.129.160.051

## 12. Penaksiran Modal Kerja Industri (Working Capital) dan Perhitungan

Capital Investment (Total Modal)

Modal kerja industry (Working Capital)

### 1. Raw material inventory

Biaya yang dibebankan pada stok bahan baku yang diperlukan untuk pembuatan produk selama 1 bulan. Untuk memperkirakan tujuan 1 bulan pasokan pada nilai yang dibeli dapat digunakan (Aries & Newton,1955).

$$= \text{Biaya bahan baku dalam 1 tahun (12 bulan)}$$

$$= \text{Rp. } 1.285.263.082.707 / 12 \text{ bulan}$$

$$= \text{Rp. } 107.105.256.892$$

### 2. In process inventory

Biaya yang dibebankan pada bahan baku yang diproses dalam alat produksi. Dapat diperkirakan sebagai satu setengah dari total biaya manufaktur yang terjadi selama periode setara dengan total menahan waktu yang dibutuhkan untuk diproses. (Aries & Newton,1955)

$$= 1,5 \times \text{Manufakturing Cost/Bulan}$$

$$= 1,5 \times \text{Rp. } 1.378.129.160.051 / 12 \text{ bulan}$$

$$= \text{Rp. } 172.266.145.006$$

### 3. Product Inventory

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut tidak dapat langsung terjual .Atau biaya untuk mengantisipasi beberapa produk yang diproduksi dengan laju konstan dan dijual secara musiman, banyak komoditas mungkin rusak atau tidak stabil atau mungkin memerlukan fasilitas penyimpanan khusus. Karena tidak adanya data tertentu, persediaan produksi dapat diasumsikan sama dengan produksi 1 bulan senilai biaya produksi. (Aries & Newton,1955)

$$= \text{Manufacturing Cost/Bulan}$$

$$= \text{Rp. } 1.378.129.160.051 / 12 \text{ bulan}$$

$$= \text{Rp. } 114.844.096.671$$

### 4. Available Cash

Merupakan biaya yang diperlukan untuk pembayaran upah dan jasa dan bahan.Kas yang tersedia dapat di perkirakan sebagai beban manufaktur 1 bulan. (Aries & Newton,1955)

$$= \text{Manufacturing Cost/Bulan}$$

$$= \text{Rp. } 1.378.129.160.051 / 12 \text{ bulan}$$

$$= \text{Rp. } 114.844.096.671$$

### 5. Extended Credit

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut telah berada dipihak pembeli tetapi perusahaan belum menerima hasil penjualan.Kredit diperpanjang dapat diperkirakan produksi 1 bulan nilai penjualan atau dua kali biaya produksi. (Aries & Newton,1955)

$$= 2 \times \text{Manufacturing cost/bulan}$$

$$= 2 \times \text{Rp. } 1.378.129.160.051 / 12 \text{ bulan}$$

$$= \text{Rp. } 229.688.193.342$$

Total biaya Working capital dapat dilihat pada tabel dibawah ini.

Tabel 11.14 Total Biaya Working Capital

No	Komponen	Biaya (Rp)
1	<i>Raw Material Invetory</i>	107.105.256.892
2	<i>In Process Inventory</i>	172.266.145.006
3	<i>Product Inverntory</i>	114.844.096.671
4	<i>Available Cash</i>	114.844.096.671
5	<i>Extended Credit</i>	229.688.193.342
	Jumlah	738.747.788.582

### 13. Total Modal (Capital Investment)

Total modal (Capital Investments) merupakan total dari biaya tetap dan modal

kerja = Fixed Capital Investment + Working Capital

= Rp. 291.579.770.882 + Rp. 738.747.788.582

= Rp. 1.616.498.145.630

### 14. General Expense dan Total Biaya Produksi

General expanse adalah berbagai pengeluaran yang di keluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang di sebut beban umum. Ini mencakup biaya administrasi, penjualan, penelitian, dan keuangan. (Aries & Newton, 1955)

#### 1. Administrasi

Biaya administrasi merupakan sebuah perusahaan berkaitan dengan pengeluaran seperti gaji manajemen, biaya hukum dan biaya audit yang terjadi atas semua pengelolaan semua tahap dari perusahaan. Untuk memperkirakan biaya admistrasi tujuan dapat ditentukan sebagai jumlah yang setara dengan 2 sampai 3 persen dari harga jual atau 3 sampai 6 persen dari biaya produksi.

(Aries & Newton, 1955)

Biaya administrasi diambil = 3% Manufacturing Cost

= 3% x Rp. 1.378.129.160.051

= Rp. 41.343.874.802

#### 2. Sales

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjuala dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat diperkirakan secara kasar oleh staf proses menugaskan untuk

itu dalam jumlah yang sama dengan 3 sampai 12 persen dari harga jual atau 5 sampai 22 persen dari biaya produksi (Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned} \text{Biaya sales} &= 8\% \text{ Manufacturing Cost} \\ &= 8\% \times \text{Rp. 1.378.129.160.051} \\ &= \text{Rp. 110.250.332.804} \end{aligned}$$

### 3. Finance

Biaya finance 5% Working Capital ditambah Fixed Capital Investment (Aries & Newton,1955). Biaya finance diambil 5% dari WC + FCI

$$\begin{aligned} &= 5\% \times (\text{Rp. 738.747.788.582} + \text{Rp. 291.579.770.882}) \\ &= \text{Rp. 51.516.377.973} \end{aligned}$$

### 4. Riset

Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2 sampai 4 persen dari harga jual atau 3,5-8 persen dari biaya produksi.

$$\begin{aligned} \text{Biaya riset} &= 2\% \text{ Total penjualan} \\ &= 2\% \times \text{Rp. 1.762.920.000.000} \\ &= \text{Rp. 238.368.985.579} \end{aligned}$$

Total biaya general expense dapat dilihat pada tabel dibawah ini

Tabel 11.15 Total Biaya General Expense

No.	Komponen	Biaya (Rp)
1	Administrasi	41.343.874.802
2	<i>Sales expenses</i>	110.250.332.804
3	<i>Finance</i>	51.516.377.973
4	<i>Research</i>	35.258.400.000
Jumlah		238.368.985.579

### 15. Total Biaya Produksi

$$\begin{aligned} &= \text{Manufacturing cost} + \text{General expense} \\ &= \text{Rp. 1.378.129.160.051} + \text{Rp. 238.368.985.579} \\ &= \text{Rp. 1.616.498.145.630} \end{aligned}$$

Harga Jual dan Harga Dasar

- Harga Dasar

Kapasitas produksi pertahun = 60.000.000 kg

$$\begin{aligned} \text{Harga dasar} &= \frac{\text{Rp.1.616.498.145.630}}{60.000.000 \text{ kg}} \\ &= \text{Rp. 26.942/ kg} \end{aligned}$$



- Harga Jual  
 Harga jual Dimetil ftalat 99%  
 = Rp. 29.382/ kg

### 11.3. Analisa

#### 1. Analisa Keuntungan

Perkiraan keuntungan didapat dari keuntungan pabrik. Keuntungan pabrik dapat dianalisa berdasarkan 2 bagian yaitu:

##### a. Keuntungan sebelum pajak

$$\begin{aligned}
 &= \text{Total penjualan} - \text{Total Biaya Produksi} \\
 &= \text{Rp. } 1.762.920.000.000 - \text{Rp. } 1.616.498.145.630 \\
 &= \text{Rp. } 146.421.854.370/ \text{ tahun}
 \end{aligned}$$

##### b. Keuntungan setelah pajak (20% keuntungan sebelum pajak)

$$\begin{aligned}
 &\text{Keuntungan produksi} \\
 &= \text{Keuntungan sebelum pajak} \times (100 - 20)\% \\
 &= \text{Rp } 146.421.854.370 / \text{tahun} \times 80\% \\
 &= \text{Rp. } 117.137.483.496 / \text{tahun}
 \end{aligned}$$

#### 2. Analisis Kelayakan

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik Amil Asetat. Pembagian biaya diambil dari Aries & Newton, 1955. Adapun biaya-biaya tersebut antara lain:

##### **Fixed Cost (Fa):**

1. Depresiassi (10% FCI)	= Rp. 29.157.977.088
2. Property tax (2% FCI)	= Rp. 5.831.595.418
3. Insurance (2% FCI)	= Rp. 5.831.595.418+
	= Rp. 40.821.167.923

##### **Variable Cost (Va)**

1. Biaya Bahan Baku	= Rp. 1.285.263.082.707
2. Packaging & Shipping	= Rp. 8.814.600.000
3. Utilitas	= Rp. 1.364.194.461
4. Royalty dan Patent	= Rp. 17.629.200.000+
	= Rp. 1.313.071.077.168

### Regulated Cost (Ra)

1. Gaji Operating Labor	= Rp 9.633.600.000
2. Payroll Overhead	= Rp. 1.445.040.000
3. Plant Overhead	= Rp. 4.816.800.000
4. Supervisi	= Rp. 963.360.000
5. Laboratorium	= Rp. 963.360.000
6. General Expense	= Rp. 238.368.985.579
7. Maintenance	= Rp. 5.831.595.418
8. Plant Supplies	= Rp. 583.159.542 +
	<hr/>
	= Rp. 262.605.900.538

Setelah diketahui biaya-biaya yang dikeluarkan, maka perhitungan analisis ekonomi dapat dilakukan. Adapun analisis ekonomi yang ditinjau dari:

#### 1. Return On Investment (ROI)

ROI adalah besarnya keuntungan yang diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap. Perhitungan ROI sangat penting bagi perusahaan untuk mengetahui kapan modal-modal dapat dikembalikan.

$$\text{ROI} = \frac{\text{laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \times 100\%$$

Perhitungan ROI :

##### a. Sebelum pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak

FCI = Rp. 291.579.770.882

Laba sebelum pajak = Rp. 146.421.854.370

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp.146.421.854.370}}{\text{Rp.291.579.770.882}} \times 100\% \\ &= 50,21 \ % \end{aligned}$$

##### b. Sesudah pajak

Laba sesudah pajak = Rp. 117.137.483.496

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{laba tahunan}}{\text{modal tetap}} \times 100\% \\ &= \frac{\text{Rp.117.137.483.496}}{\text{Rp.291.579.770.882}} \times 100\% \\ &= 40,17 \ % \end{aligned}$$

## 2. Pay Out Time (POT)

POT adalah waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap Fixed Capital Investment (FCI) berdasarkan keuntungan tiap tahun.

$$\text{POT} = \frac{\text{Investment}}{\text{cash return}} \times 1 \text{ tahun}$$

Cash Return meliputi annual profit dan depresiasi

Sebelum pajak:

$$\text{Laba sebelum pajak} = \text{Rp. } 146.421.854.370$$

$$\text{FCI} = \text{Rp. } 291.579.770.882$$

$$\text{POT} = \frac{\text{FCI}}{\text{profit} + 0,1 \text{ FCI}}$$

$$\text{POT sebelum pajak} = \frac{\text{Rp. } 291.579.770.882}{\text{Rp. } 146.421.854.370 + (0,1 \times \text{Rp. } 291.579.770.882)}$$

$$= 1,66 \text{ tahun}$$

Sesudah pajak:

$$\text{Laba sesudah pajak} = \text{Rp. } 117.137.483.496$$

$$\text{POT sesudah pajak} = \frac{\text{Rp. } 291.579.770.882}{\text{Rp. } 117.137.483.496 + (0,1 \times \text{Rp. } 291.579.770.882)}$$

$$= 1,99 \text{ tahun}$$

## 3. Break Eent Point (BEP)

BEP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produknnya, maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun menderita kerugian.

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

Besarnya BEP yang dapat diterima adalah 40-60%

Perhitungan BEP

$$\text{Fa} = \text{Rp } 40.821.167.923$$

$$\text{Ra} = \text{Rp } 262.605.900.538$$

$$\text{Sa} = \text{Rp } 1.762.920.000.000$$

$$\text{Va} = \text{Rp } 1.313.071.077.168$$

$$\text{BEP} = \frac{\text{Rp } 40.821.167.923 + (0,3 \times \text{Rp } 262.605.900.538)}{\text{Rp } 1.762.920.000.000 - \text{Rp } 1.313.071.077.168 - (0,7 \times \text{Rp } 262.605.900.538)}$$

$$= 44,95 \%$$

#### 4. Shut down point (SDP)

SDP adalah kondisi dimana jika pabrik berhasil menjual sebagian dari kapasitas produksinya, maka pabrik baik memproduksi maupun tidak hanya dapat mengembalikan fixed capital investment.

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

Perhitungan SDP

$$Fa = \text{Rp } 40.821.167.923$$

$$Ra = \text{Rp } 262.605.900.538$$

$$Sa = \text{Rp } 1.762.920.000.000$$

$$Va = \text{Rp } 1.313.071.077.168$$

$$SDP = \frac{0,3 \times \text{Rp } 262.605.900.538}{\text{Rp } 1.762.920.000.000 - \text{Rp } 1.313.071.077.168 - (0,7 \times \text{Rp } 262.605.900.538)} \\ = 29,61 \%$$

#### 5. Dicounted Cash Flow (DCF)

DFC merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonomi pabrik.

$$R = (FCI + WC)(1 + i)^n - SV - WC$$

$$S = CF[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1]$$

Dimana:

$$n = \text{Umur pabrik (10 tahun)}$$

$$R = \text{Cash Flow berdasarkan pendapatan akhir tahun}$$

$$S = \text{Nilai modal yang akan dating dikoreksi dengan salvage value dan working capital}$$

$$CF = \text{Cash flow setelah pajak}$$

$$FCI = \text{Fixed Capital Investment}$$

$$WC = \text{Working Capital}$$

$$SV = \text{Salvaage Value (10\% FCI)}$$

$$i = \text{Interest/ Discounted Cash Flow}$$

$$FCI = \text{Rp } 291.579.770.882$$

$$SV = \text{Rp } 29.157.977.088$$

WC = Rp 738.747.788.582

Depresiasi = Rp 29.157.977.088

CF = keuntungan setelah pajak + depresiasi + finance

= Rp 117.137.483.496 + Rp 29.157.977.088 + Rp 51.516.377.973

= Rp 197.811.838.557

Trial & error untuk mencari harga  $i$ .

Rumus perhitungan:

$$(FCI + WC)(1 + i)^n - SV - WC = CF[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + (1 + i) + 1]$$
$$R = S$$

Sehingga diperoleh:

Interest ( $i$ ) = 18,12%

Nilai bunga komersial di Indonesia saat ini berkisar 6,3% per tahun (<http://bi.go.id>) . Sehingga nilai interest pabrik lebih besar dibandingkan bunga bank.

**BOSOWA**

## BAB XII KESIMPULAN

1. Pabrik dimetil ftalat dengan kapasitas produksi 60.000 ton/tahun direncanakan didirikan di Kawasan Industri Maspion, Kabupaten Gresek, Provinsi Jawa Timur dengan luas tanah 33600 m<sup>2</sup>. Pabrik beroperasi selama 330 hari efektif setiap tahun dan 24 jam/hari dengan jumlah tenaga kerja yang diserap sebanyak 140 orang
2. Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik dimetil ftalat ini membutuhkan Fixed Capital Rp 291.579.770.882 dan Working Capital Rp 738.747.788.582. Analisis ekonomi pabrik dimetil ftalat ini menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 50,21% dan ROI sesudah pajak sebesar 40,17 %. Nilai POT sebelum pajak adalah 1,66 tahun dan POT sesudah pajak adalah 1,99 tahun. BEP sebesar 44,95% kapasitas produksi dan SDP sebesar 29,61% kapasitas produksi. DCF sebesar 18,12%. Berdasarkan data analisis ekonomi tersebut, maka pabrik dimetil ftalat ini layak untuk dikaji lebih lanjut.

**BOSOWA**

## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, R. S., Newton, R. D., 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", McGRAW-HILL, New York.
- Biro Pusat Statistik, 2020, "Statistik Perdagangan Luar Negeri Indonesia", Edisi Juni, Makassar.
- Brown, G. G., 1978, "Unit Operation", Modern Asia Edition, Charles E Tuttle Co., Tokyo.
- Brownell, L. E., Young, E. H., 1979, "Process Equipment Design", Wiley Eastern Limited, New Delhi
- Carl. L. Yaws, 1999, "Chemical Properties", McGRAW-HILL, New York.
- Coulson, J. M., Richardson, J. F., 1983, "Chemical Equipment Design", John Wiley & Sons, New York.
- Faith, K., Clark, G., 1975, "Industrial Chemical", 4th ed, John Wiley and Sons,
- Groggins, P.H., 1974, "Unit Process in Organic Synthesis", 5th ed, McGRAW-HILL, Tokyo.
- Holland, F. A. and Chapman, F.S., 1966, "Liquid Mixing and Processing in Stirred Tank", 1st ed, Reinhold Publishing Co – Chapman and Hall, Ltd., London.
- Kern, D. Q., 1950, "Process Heat Transfer", International Student Edition, McGRAW-HILL Kogusha Ltd., Tokyo.
- Kirk, R.E., Othmer, D.F., 2006, "Encyclopedia of Chemical Technology", 4th ed vol 17, John Wiley and Sons, New York.
- Ludwig, L. E., 1964, "Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants" vol. 1, 2 and 3, Gulf Publishing Co., New York.
- McCabe, W. L., Smith, J. C., and Harriott, P., 1993, "Unit Operations of Chemical Engineering", Seventh Edition, McGRAW-HILL, New York.
- Perry, R. H., Chilton, C.H., 1994, "Chemical Engineer Hand Book", 8th edition, McGRAW-HILL, Tokyo.
- Peter, M. S., Timmerhaus, K. D., 1991, "Plant Design and Economics for Chemical Engineering", 5th ed., McGRAW-HILL, Singapore
- Powell, P. T., 1954, "Water Conditioning for Industry", McGRAW-HILL, New
- Rase, F. H., 1977, "Chemical Reactor Design for Process Plant", vol I and II, John Wiley & Sons, New York.
- Ronald, P., William, H., 1952, "Preparation of dimethyl and diethyl phthalate from phthalic anhydride", U.S. Patent No. US2618651A, Celanese Corp.
- Smith, J. M., Van Ness, H.C., 1975, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamic", 3rd ed., McGRAW-HILL, Tokyo.
- Treyball, R. E., 1981, "Mass Transfer Operation", 2nd ed., McGRAW-HILL,
- Walas, M. S., 1988, "Chemical Process Equipment", Butterworth Publisher, Bston
- [www.wikipedia.co.id](http://www.wikipedia.co.id) (Diakses 7 April 2021)
- [www.matche.com/equipcost.html](http://www.matche.com/equipcost.html) (Diakses 20 Juni 2021)
- [www.alibaba.com](http://www.alibaba.com) (Diakses 20 Juni 2021)

## LAMPIRAN NERACA MASSA

Kapasitas Pabrik yang direncanakan : 60.000 ton/tahun

Jumlah hari kerja : 330 hari

Jumlah waktukerja perhari : 24 jam

Maka kapasitas produksi :  $\frac{60.000}{\text{tahun}} \times \frac{1000}{\text{ton}} \times \frac{1}{330 \text{ hari}} \times \frac{1}{24 \text{ jam}}$   
: 7.575,7576 kg/jam

Kemurnian Produk : 99%

Maka Dimetil ftalat sebagai produk : Persen kemurnian produk x kapasitas produksi per jam  
: 99% x 7575,7576 kg/jam  
: 7.499,999 kg/jam

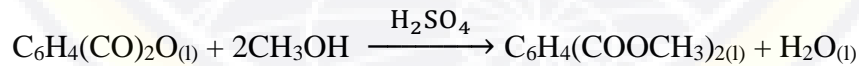
Dari perhitungan alur mundur, untuk menghasilkan 7.499,999 kg/jam dimetil ftalat dibutuhkan bahan baku falat anhidrida sebanyak 5.809,025 kg/jam.

Komponen	Mr
CH <sub>3</sub> OH	32 kg/kmol
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	148 kg/kmol
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	194 kg/kmol
H <sub>2</sub> O	18 kg/kmol

Perhitungan bahan baku:

$$\begin{aligned} \text{Mol C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= \frac{\text{massa C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}}{\text{Mr C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}} \\ &= \frac{5.809,025 \text{ kg/jam}}{148 \text{ kg/kmol}} \\ &= 39,250 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Berdasarkan reaksi:



Dengan menggunakan rumus:

$$\text{mol} = \frac{\text{koefisien ditanya}}{\text{koefisien diketahui}} \times \text{mol diketahui}$$

Maka:

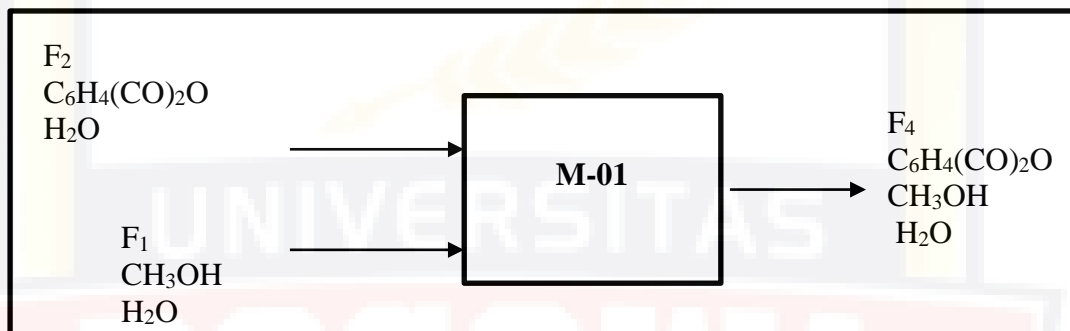
$$\begin{aligned} \text{Mol CH}_3\text{OH} &= \frac{2}{1} \times 39,250 \text{ kmol/jam} \\ &= 78,500 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$



Untuk massa bahan baku:

- Massa  $C_6H_4(CO)_2O$  = Mol  $C_6H_4(CO)_2O$  x Mr  $C_6H_4(CO)_2O$   
 = 39,250 kmol/jam x 148 kg/kmol  
 = 5.809,025 kg/jam
- Massa  $CH_3OH$  = Mol  $CH_3OH$  x Mr  $CH_3OH$   
 = 78,500 kmol/jam x 32 kg/kmol  
 = 2.512,010 kg/jam

### Neraca Massa Mixer



Massa Masuk = Massa Keluar

$$F_1 + F_2 = F_4$$

Komposisi umpan segar metanol arus 1 ( $F_1$ )

- Metanol ( $CH_3OH$ )  
 Mol  $CH_3OH$  = Mol  $CH_3OH$  x fraksi massa  $CH_3OH$   
 = 78,500 kmol/jam x 0,999  
 = 78,421 kmol/jam  
 Massa  $CH_3OH$  = Mol  $CH_3OH$  x Mr  $CH_3OH$   
 = 78,421 kmol/jam x 32 kg/kmol  
 = 2.509,498 kg/jam
- Air ( $H_2O$ )  
 Mol  $H_2O$  = Mol  $H_2O$  x fraksi massa  $H_2O$   
 = 78,500 kmol/jam x 0,001  
 = 0,0785 kmol/jam  
 Massa  $H_2O$  = Mol  $H_2O$  x Mr  $H_2O$   
 = 0,0785 kmol/jam x 18 kg/kmol  
 = 1,413 kg/jam

Tabel Komposisi umpan segar metanol arus 1 (F<sub>1</sub>)

Komponen	Mr (kg/Kmol)	Mol (Kmol/Jam )	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
CH <sub>3</sub> OH	32	78,421	2.509,498	0,999
H <sub>2</sub> O	18	0,0785	1,413	0,001
Total		78,500	2.510,911	1

Komposisi umpan segar ftalat anhidrida arus 2 (F<sub>2</sub>)

- Ftalat Ahidrida ( C<sub>6</sub>H<sub>4</sub>(CO)<sub>2</sub>O )

$$\begin{aligned} \text{Mol C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= \text{Mol C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} \times \text{fraksi massa C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} \\ &= 39,250 \text{ kmol/jam} \times 0,998 \\ &= 39,171 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= \text{Mol C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} \times \text{Mr C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} \\ &= 39,171 \text{ kmol/jam} \times 148 \text{ kg/kmol} \\ &= 5.797,407 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Air (H<sub>2</sub>O )

$$\begin{aligned} \text{Mol H}_2\text{O} &= \text{Mol H}_2\text{O} \times \text{fraksi massa H}_2\text{O} \\ &= 39,250 \text{ kmol/jam} \times 0,002 \\ &= 0,0785 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa H}_2\text{O} &= \text{Mol H}_2\text{O} \times \text{Mr H}_2\text{O} \\ &= 0,0785 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol} \\ &= 1,413 \end{aligned}$$

Tabel Komposisi umpan segar ftalat anhidrida arus 2 (F<sub>2</sub>)

Komponen	Mr (kg/Kmol)	Mol (Kmol/Jam)	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	148	39,171	5.797,407	0,998
H <sub>2</sub> O	18	0,0785	1,413	0,002
Total		39,250	5.798,820	1

Komposisi arus keluar mixer 4 (F<sub>4</sub>)

$$\begin{aligned} \text{Untuk air} &= \text{Massa Air F}_1 + \text{Massa Air F}_2 \\ &= 1,413 \text{ kg/jam} + 1,413 \text{ kg/jam} \\ &= 2,826 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Fraksi Massa

$$\begin{aligned}
 - \text{ Fraksi massa CH}_3\text{OH} &= \frac{\text{Massa CH}_3\text{OH}}{\text{Massa total}} \\
 &= \frac{2509,498 \text{ kg/jam}}{8321,036 \text{ kg/jam}} \\
 &= 0,301 \\
 - \text{ Fraksi massa C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= \frac{\text{Massa C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}}{\text{Massa total}} \\
 &= \frac{5797,407 \text{ kg/jam}}{8321,036 \text{ kg/jam}} \\
 &= 0,697 \\
 - \text{ Fraksi massa H}_2\text{O} &= \frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\text{Massa total}} \\
 &= \frac{2,826 \text{ kg/jam}}{8321,036 \text{ kg/jam}} \\
 &= 0,00034
 \end{aligned}$$

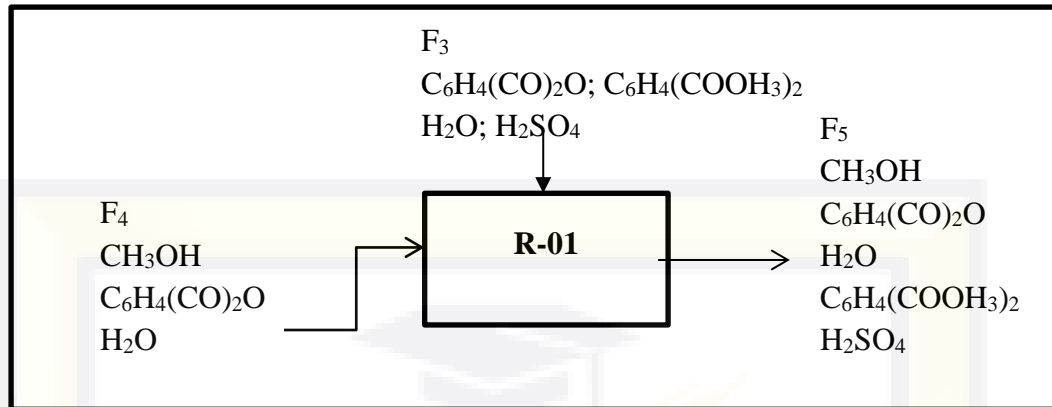
Berdasarkan data diatas maka komposisi arus keluar mixer dapat dilihat pada tabel berikut:

Komponen	Mr (kg/Kmol)	Mol (Kmol/Jam)	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
CH <sub>3</sub> OH	32	78,421	2.509,498	0,301
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	148	39,171	5.797,407	0,697
H <sub>2</sub> O	18	0,157	2,826	0,00034
Total		117,750	8.309,732	1

### Neraca Massa Mixer

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	F <sub>1</sub>	F <sub>2</sub>	F <sub>4</sub>
CH <sub>3</sub> OH	2.509,498	-	2.509,498
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	-	5.797,407	5.797,407
H <sub>2</sub> O	1,413	1,413	2,826
Total	8.309,732		8.309,732

## Neraca Massa Reaktor



Massa Masuk = Massa Keluar

$$F_4 + F_3 = F_5$$

Komposisi masuk reaktor:

Keluar mixer arus 4 ( $F_4$ )

Komponen	Mr (kg/Kmol)	Mol (Kmol/Jam)	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
CH <sub>3</sub> OH	32	78,421	2.509,498	0,301
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	148	39,171	5.797,407	0,697
H <sub>2</sub> O	18	0,157	2,826	0,00034
Total		117,750	8.309,732	1

Recycle arus 3 ( $F_3$ )

Komponen	Mr (kg/Kmol)	Mol (Kmol/Jam)	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
H <sub>2</sub> O	18	2,040	36,037	0,080
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	148	1,522	225,381	0,491
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	194	0,390	75,757	0,165
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98	1,229	120,455	0,262
Total		5,183	458,332	1

Total umpan masuk reaktor

Jadi umpan total masuk reaktor =  $F_4 + F_3$

- Massa CH<sub>3</sub>OH = 2.509,498 kg/jam + 0 kg/jam  
= 2.509,498 kg/jam
- Massa H<sub>2</sub>O = 2,826 kg/jam + 36,037 kg/jam  
= 38,863 kg/jam
- Massa C<sub>6</sub>H<sub>4</sub>(CO)<sub>2</sub>O = 5.797,407 kg/jam + 225,381 kg/jam

- = 6.022,782 kg/jam
- Massa  $C_6H_4(COOH_3)_2$  = 0 kg/jam + 75,757 kg/jam  
= 75,757 kg/jam
- Massa  $H_2SO_4$  = 0 kg/jam + 120,455 kg/jam  
= 120,455 kg/jam

Fraksi Massa

- Fraksi Massa  $CH_3OH$  =  $\frac{\text{Massa } CH_3OH}{\text{Massa total}}$   
=  $\frac{2509,49 \text{ kg/jam}}{8767,364 \text{ kg/jam}}$   
= 0,286
- Fraksi Massa  $H_2O$  =  $\frac{\text{Massa } H_2O}{\text{Massa total}}$   
=  $\frac{38,863 \text{ kg/jam}}{8767,364 \text{ kg/jam}}$   
= 0,004
- Fraksi Massa  $C_6H_4(CO)_2O$  =  $\frac{\text{Massa } C_6H_4(CO)_2O}{\text{Massa total}}$   
=  $\frac{6022,7823 \text{ kg/jam}}{8767,364 \text{ kg/jam}}$   
= 0,686
- Fraksi Massa  $C_6H_4(COOH_3)_2$  =  $\frac{\text{Massa } C_6H_4(COOH_3)_2}{\text{Massa total}}$   
=  $\frac{75,757 \text{ kg/jam}}{8767,364 \text{ kg/jam}}$   
= 0,008
- Fraksi Massa  $H_2SO_4$  =  $\frac{\text{Massa } H_2SO_4}{\text{Massa total}}$   
=  $\frac{120,455 \text{ kg/jam}}{8767,364 \text{ kg/jam}}$   
= 0,013

Tabel komposisi arus masuk reaktor

Komponen	Mr	Masuk (Kg/Jam)		xi
		kmol/jam	kg/jam	
CH <sub>3</sub> OH	32	78,421	2.509,498	0,286
H <sub>2</sub> O	18	2,197	38,863	0,004
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	148	42,098	6.022,782	0,686
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	194	0,370	75,757	0,0011
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98	1,229	120,455	0,013
Total		124,317	8.767,364	1

Konversi reaksi ftalat anhidrida menjadi dimetil ftalat adalah 95% (Ronald & William, 1952). Ditetapkan ftalat anhidrida menjadi reaksi pembatas, sehingga diperoleh:

$$\begin{aligned}
 \text{Laju ftalat anhidrida yang habis bereaksi} &= \frac{\text{massa ftalat anhidrida}}{\text{Mr ftalat anhidrida}} \\
 &= \frac{6022,782711 \text{ kg/jam}}{148 \text{ kg/kmol}} \times 95\% \\
 &= 38,659 \text{ kmol/jam}
 \end{aligned}$$

#### Persamaan Neraca Massa

- Dimetil ftalat (DMF) =  $F_{\text{total}} \cdot X_{\text{DMF}} + \text{generasi}$   
 $= (8.767,364 \text{ kg/jam} \times 0,008640852) + (38,659 \text{ kmol/jam} \times 194 \text{ kg/kmol})$   
 $= 7.575,75 \text{ kg/jam}$
- Ftalat anhidrida (FA) =  $F_{\text{total}} \cdot X_{\text{FA}} - \text{konsumsi}$   
 $= (8.767,364 \text{ kg/jam} \times 0,686955484) - (38,659 \text{ kmol/jam} \times 148 \text{ kg/kmol})$   
 $= 301,139 \text{ kg/jam}$
- Metanol (M) =  $F_{\text{total}} \cdot X_{\text{M}} - \text{konsumsi}$   
 $= (8.767,364 \text{ kg/jam} \times 0,286231858) - (38,659 \text{ kmol/jam} \times 2 \times 32 \text{ kg/kmol})$   
 $= 35,272 \text{ kg/jam}$
- Asam Sulfat (AS) = 2% x massa ftalat anhidrida (Ronald & William, 1952)  
 $= 2/100 \times 6022,782711 \text{ kg/jam}$   
 $= 120,455 \text{ kg/jam}$

- Air (A) =  $F_{\text{total}} \cdot X_A + \text{generasi}$   
 =  $(8.767,364 \text{ kg/jam} \times 0,004432697) + (38,659 \text{ kmol/jam} \times 18 \text{ kg/kmol})$   
 =  $734,739 \text{ kg/jam}$

	$\text{C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}_{(l)}$	$+ 2\text{CH}_3\text{OH}$	$\xrightarrow{\text{H}_2\text{SO}_4}$	$\text{C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2_{(l)}$	$+ \text{H}_2\text{O}_{(l)}$
Awal	6.022,782	2.509,498		75,757	38,863
Reaksi	5.797,407	2.474,226		7.499,846	695,876
Sisa	301,139	35,272		7.575,75	734,739

Fraksi Massa

- Fraksi Massa  $\text{CH}_3\text{OH}$  =  $\frac{\text{Massa CH}_3\text{OH}}{\text{Massa total}}$   
 =  $\frac{35,272 \text{ kg/jam}}{8767,364 \text{ kg/jam}}$   
 = 0,0040
- Fraksi Massa  $\text{H}_2\text{O}$  =  $\frac{\text{Massa H}_2\text{O}}{\text{Massa total}}$   
 =  $\frac{734,739 \text{ kg/jam}}{8767,364 \text{ kg/jam}}$   
 = 0,0838
- Fraksi Massa  $\text{C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}$  =  $\frac{\text{Massa C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}}{\text{Massa total}}$   
 =  $\frac{301,139 \text{ kg/jam}}{8767,364 \text{ kg/jam}}$   
 = 0,03434
- Fraksi Massa  $\text{C}_6\text{H}_4(\text{COOH})_2$  =  $\frac{\text{Massa C}_6\text{H}_4(\text{COOH})_2}{\text{Massa total}}$   
 =  $\frac{7575,75 \text{ kg/jam}}{8767,364 \text{ kg/jam}}$   
 = 0,8640
- Fraksi Massa  $\text{H}_2\text{SO}_4$  =  $\frac{\text{Massa H}_2\text{SO}_4}{\text{Massa total}}$   
 =  $\frac{120,455 \text{ kg/jam}}{8767,364 \text{ kg/jam}}$   
 = 0,013

Komposisi keluar reaktor arus 5 (F<sub>5</sub>) :

Komponen	Mr (kg/Kmol)	Mol (Kmol/Jam)	Massa (Kg/Jam)	X
CH <sub>3</sub> OH	32	1,102	35,272	0,0040
H <sub>2</sub> O	18	40,818	734,739	0,0838
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	148	2,034	301,139	0,0343
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	194	39,050	7575,75	0,8640
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98	1,229	120,455	0,0137
Total		84,235	8.767,364	1

Neraca massa total reaktor

Komponen	Masuk (Kg/Jam)		Keluar (Kg/Jam)
	F <sub>4</sub>	F <sub>3</sub> + Recycle	F <sub>5</sub>
CH <sub>3</sub> OH	2.509,498	-	35,272
H <sub>2</sub> O	2,826	36,037	734,739
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	5.797,407	225,381	301,139
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	-	75,7575	7575,75
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-	120,455	120,455
Total	8.767,364		8.767,364

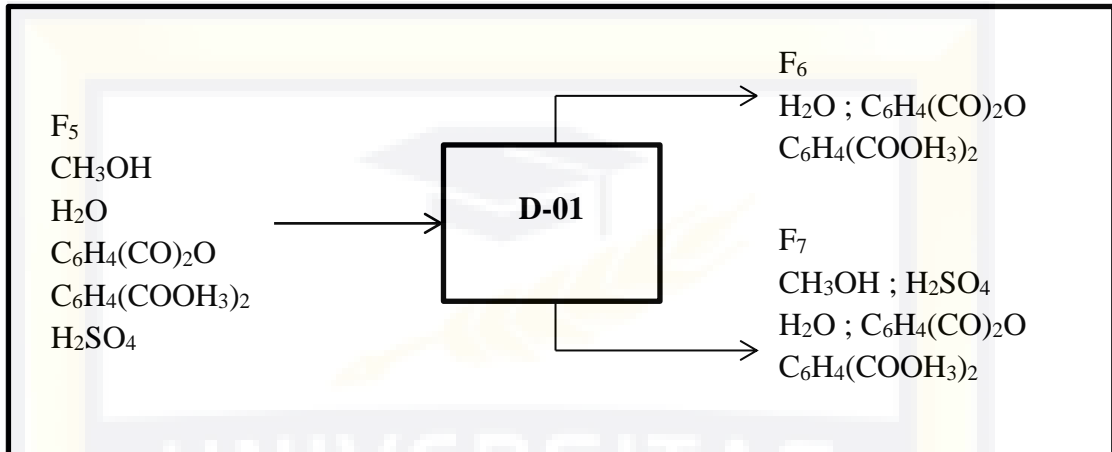


## Neraca Massa Dekanter

Neraca Massa Total

Massa Masuk = Massa Keluar

$$F_5 = F_6 + F_7$$



Kondisi Operasi : 65 °C tekanan atmosferik

Data kelarutan dalam air

Komponen	Kelarutan
CH <sub>3</sub> OH	Sangat Larut
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,1484 kg/kg air
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0938 kg/kg air
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	Sangat larut

Komposisi umpan masuk arus 5 (F<sub>5</sub>)

Komponen	Mr (kg/Kmol)	Mol (Kmol/Jam)	Massa (Kg/Jam)	X
CH <sub>3</sub> OH	32	1,102	35,272	0,0040
H <sub>2</sub> O	18	40,818	734,739	0,0838
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	148	2,034	301,139	0,0343
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	194	39,050	7.575,75	0,8640
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98	1,229	120,455	0,0137
Total		84,235	8.767,364	1

Persamaan Neraca Massa Dekanter

Produk Atas Dekanter (F<sub>7</sub>)

- Metanol (M) =  $F_{5total} \cdot X_M$   
=  $(8.767,364 \text{ kg/jam} \times 0,004023118)$   
= 35,272 kg/jam
- Air (A) =  $F_{5total} \cdot X_A \cdot \text{Konversi}$   
=  $(8.767,364 \text{ kg/jam} \times 0,083803905 \times 95\%)$   
= 698,002 kg/jam
- ftalat Anhidrida (FA) =  $F_{5total} \cdot X_A \cdot \text{kelarutan FA dalam air}$   
=  $(8.767,364 \text{ kg/jam} \times 0,083803905 \times 0,1484 \text{ kg/kg air})$   
= 109,035 kg/jam
- Dimetil ftalat (DMF) =  $F_{5total} \cdot X_A \cdot \text{kelarutan DMF dalam air}$   
=  $(8.767,364 \text{ kg/jam} \times 0,083803905 \times 0,0938 \text{ kg/kg air})$   
= 68,918 kg/jam
- Asam Sulfat (AS) =  $F_{5total} \cdot X_{AS}$   
=  $(8.767,364 \text{ kg/jam} \times 0,0137)$   
= 120,4556542 kg/jam

Komposisi produk atas dekanter arus 7 (F<sub>7</sub>)

Komponen	Massa (Kg/Jam)	X
CH <sub>3</sub> OH	35,272	0,0341
H <sub>2</sub> O	698,002	0,6765
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	109,035	0,1056
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	68,918	0,0668
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	120,455	0,1167
Total	1.031,684	1

Produk bawah dekanter (F<sub>6</sub>)

- Air (A) =  $F_{5total} \cdot X_A - F_{5total} \cdot X_A \cdot \text{Konversi}$   
= 734,739 kg/jam - 698,002 kg/jam

$$= 36,736 \text{ kg/jam}$$

- Ftalat Anhidrida (FA) =  $F_{5\text{total}} \cdot X_A - F_{5\text{total}} \cdot X_A \cdot \text{kelarutan FA dalam air}$   
 $= 301,139 \text{ kg/jam} - 106,957 \text{ kg/jam}$   
 $= 194,181 \text{ kg/jam}$

- Dimetil ftalat (DMF) =  $F_{5\text{total}} \cdot X_A - F_{5\text{total}} \cdot X_A \cdot \text{kelarutan DMF dalam air}$   
 $= 7.575,757 \text{ kg/jam} - 67,605 \text{ kg/jam}$   
 $= 7.508,151 \text{ kg/jam}$

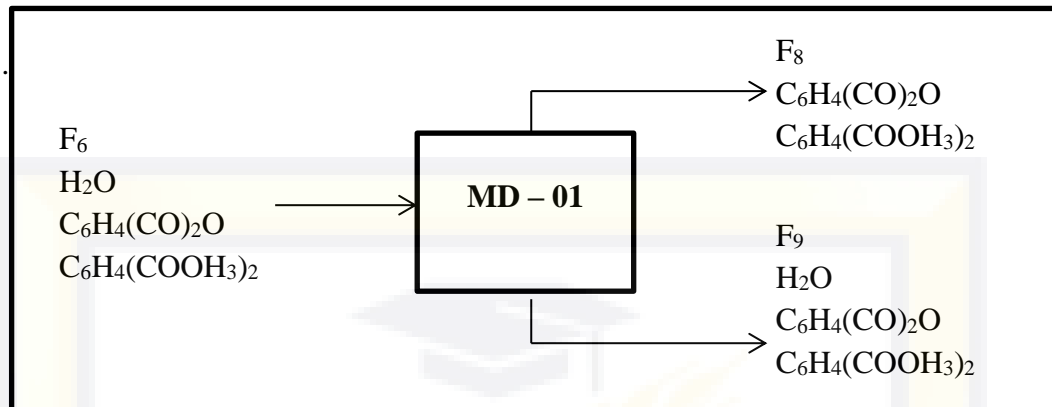
Komposisi produk bawah dekanter arus 6 ( $F_6$ )

Komponen	Massa (Kg/Jam)	X
H <sub>2</sub> O	36,736	0,0047
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	192,104	0,0248
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	7.506,838	0,9704
Total	7.735,679	1

Neraca massa total dekanter

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar (Kg/Jam)	
	F <sub>5</sub>	F <sub>6</sub>	F <sub>7</sub>
CH <sub>3</sub> OH	35,272		35,272
H <sub>2</sub> O	734,739	36,736	698,002
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	301,139	192,104	109,035
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	7.575,75	7.508,151	67,605
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	120,455		120,455
Total	8.767,364	8.767,364	

## Neraca Massa Menara Distilasi



### Neraca Massa Total

Massa Masuk = Massa Keluar

$$F_6 = F_8 + F_9$$

Komponen masuk menara distilasi (F<sub>6</sub>)

Komponen	Massa (Kg/Jam)	X
H <sub>2</sub> O	36,736	0,0047
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	192,104	0,0248
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	7.506,838	0,9704
Total	7.735,679	1

Dari kedua komponen tersebut C<sub>6</sub>H<sub>4</sub>(COOH<sub>3</sub>)<sub>2</sub> akan lebih banyak sebagai produk bawah menara karena memiliki titik didih yang lebih tinggi dari C<sub>6</sub>H<sub>4</sub>(CO)<sub>2</sub>O dan H<sub>2</sub>O. Diinginkan produk dengan kemurnian 99%.

Perhitungan Neraca Massa:

- Hasil Bawah Menara (F<sub>8</sub>)

$$\text{Dimetil ftalat (DMF)} : 99\% \times F_{5\text{total}} \times X_{\text{DMF}}$$

$$: 99/100 \times 8.767,364 \text{ kg/jam} \times 0,864086093$$

$$: 99/100 \times 7.575,75 \text{ kg/jam}$$

$$: 7.499,999 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Ftalat Anhidrida (FA)} : F_{5\text{total}} \times X_{\text{DMF}} - 99/100 \times F_{5\text{total}} \times X_{\text{DMF}}$$

$$: (8.767,364 \text{ kg/jam} \times 0,864086093) - 7.499,999$$

$$\text{kg/jam}$$

$$: 75,757 \text{ kg/jam}$$

Komposisi produk bawah menara distilasi (F<sub>8</sub>)

Komponen	Massa (Kg/Jam)	X
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	75,757	0,01
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> <sub>2</sub>	7.499,999	0,99
Total	7.575,757	1

• Hasil Atas Menara (F<sub>9</sub>)

$$\begin{aligned} \text{Air (A)} &: F_{6\text{total}} \cdot X_A \\ &: 7.735,679 \text{ kg/jam} \times 0,970 \\ &: 36,736 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Ftalat Anhidrida (FA)} &: F_{6\text{total}} \cdot X_{FA} - (F_{5\text{total}} \times X_{DMF} - 99/100 \times F_{5\text{total}} \times X_{DMF}) \\ &: 7.735,679 \text{ kg/jam} \times 0,025 - 75,757 \text{ kg/jam} \\ &: 192,104 \text{ kg/jam} - 75,757 \text{ kg/jam} \\ &: 116,346 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dimetil ftalat (DMF)} &: F_{6\text{total}} \cdot X_{DMF} - (99\% \times F_{5\text{total}} \times X_{DMF}) \\ &: (7.735,679 \text{ kg/jam} \times 0,970) - 7.499,999 \text{ kg/jam} \\ &: 7.506,838 \text{ kg/jam} - 7.499,999 \text{ kg/jam} \\ &: 6,839 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Komposisi produk atas menara distilasi (F<sub>9</sub>)

Komponen	Massa (Kg/Jam)	X
H <sub>2</sub> O	36,736	0,2297
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	116,346	0,7275
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> <sub>2</sub>	6,839	0,0427
Total	159,922	1

Neraca Massa Total Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	F <sub>6</sub>	F <sub>8</sub>	F <sub>9</sub>
H <sub>2</sub> O	36,736	-	36,736
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	192,104	75,757	116,346
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	7.506,838	7.499,999	6,839
Total	7.735,679	7.735,679	

**Kondensor Pada MD-01**

Mencari Reflux Minimum (R<sub>min</sub>)

Mencari harga konstanta underwood dengan persamaan;

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i x_{iF}}{\alpha_i - \theta} = 1 - q$$

Keterangan:

q = 1; karena kondisi umpan cair jenuh

α = volatilitas relative masing-masing komponen

θ = konstanta underwood

Harga θ, didapatkan dengan trial & error

Mencari refluks minimum dengan persamaan:

$$R_m + 1 = \sum \frac{\alpha_i x_{iD}}{\alpha_i - \theta}$$

Komponen	a	x <sub>D</sub>	αx <sub>D</sub> /(α-θ)
H <sub>2</sub> O	108,7169927	0,71303773	2,16309773
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	1,062492293	0,27464615	-0,00189032
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	1	0,01231612	-0,05369634
Total			2,10751107

$$R_{\min} + 1 = 2,10751107$$

$$R_{\min} = 1,107511069$$

Reflux rasio operasi berkisar antara (1,2 - 1,3)  $R_{\min}$ . Berdasarkan Kister, H.Z., Distillation Design, Mc Graw Hill, New York, (1991), halaman 102.

$$\begin{aligned} R &= 1,2 \times R_{\min} \\ &= 1,2 \times 1,107511069 \\ &= 1,329013283 \end{aligned}$$

**Neraca bahan total, dimana :**

$$V = L + D$$

$$R = L_o / D \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$V = (R + 1) \times D$$

$$D = 2,86232067 \text{ kmol}$$

$$R = 1,329013283$$

$$V = L + D$$

$$V = (R + 1) \times D$$

$$V = (1,329013283 + 1) \times 2,86232067 \text{ kmol}$$

$$V = 6,666382859 \text{ kmol}$$

$$L = R \times D$$

$$L = 1,329013283 \times 6,666382859 \text{ kmol}$$

$$L = 3,804062189 \text{ kmol}$$

**Menentukan laju alir uap masuk kondensor**

$$\begin{aligned} \text{Laju Alir H}_2\text{O} &= \text{Fraksi Mol H}_2\text{O} \times V \\ &= 0,713037729 \times 6,666382859 \text{ kmol} \\ &= 4,753382497 \text{ kmol /jam} \end{aligned}$$

Komponen	Fraksi mol	Laju alir mol (kmol/jam)	Laju alir massa (kg/jam)
H <sub>2</sub> O	0,71303773	4,753382	85,56088494
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,27464615	1,830896	270,9726611
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,01231612	0,082104	15,92817649
Total	1	6,666382859	372,4617226

### Menentukan laju alir refluks kondensor

$$\begin{aligned}\text{Laju Alir H}_2\text{O} &= \text{Fraksi Mol H}_2\text{O} \times L \\ &= 0,71303773 \times 3,804062189 \text{ kmol} \\ &= 2,712439866 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

Komponen	Fraksi mol	Laju alir mol (kmol/jam)	Laju alir massa (kg/jam)
H <sub>2</sub> O	0,71303773	2,71244	48,82391758
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,27464615	1,044771	154,6261108
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,01231612	0,046851	9,089153023
Total	1	3,804062	212,5391814

### Menentukan laju alir uap keluar kondensor

$$\begin{aligned}\text{Laju Alir H}_2\text{O} &= \text{Fraksi Mol H}_2\text{O} \times D \\ &= 0,71303773 \times 2,86232067 \text{ kmol} \\ &= 2,040942631 \text{ kmol/jam}\end{aligned}$$

Komponen	Fraksi mol	Laju alir mol (kmol/jam)	Laju alir massa (kg/jam)
H <sub>2</sub> O	0,71303773	2,040943	36,73696736
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,27464615	0,786125	116,3465503
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,01231612	0,035253	6,839023463
Total	1	2,862321	159,9225412

### Reboiler pada MD-01

Feed masuk pada kondisi bubble point atau saturated liquid feed, maka  $q = 1$

Sehingga :

$$L^* = F + L$$

$$V^* = V + (q - 1) \times F \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

Neraca Total :

$$B^* = L^* - V$$

Dimana :

$L^*$  = Komponen *trap out*

$V^*$  = Komponen *vapor*

$F$  = Komponen *feed*



L = Komponen *Refluks*

V = *Feed*

Dari perhitungan :

$$F = 42,03398921 \text{ kmol}$$

$$L = 3,804062189 \text{ kmol}$$

$$V = 6,666382859 \text{ kmol}$$

Bahan pada *feed* (L\*)

$$\begin{aligned} L^* &= \text{Feed} + \text{Refluks } L \\ &= 42,03398921 \text{ kmol} + 3,804062189 \text{ kmol} \\ &= 45,83805139 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Bahan pada *Vapor*

$$\begin{aligned} V^* &= V + (q - 1) \times F \\ &= 6,666382859 \text{ kmol} + (0 \times 42,03398921 \text{ kmol}) \\ &= 6,666382859 \text{ kmol} \end{aligned}$$

Bahan pada *Bottom*

$$\begin{aligned} B^* &= L^* - V^* \\ &= 45,83805139 \text{ kmol} - 6,666382859 \text{ kmol} \\ &= 39,17166854 \text{ kmol} \end{aligned}$$

#### Menghitung laju alir umpan masuk reboiler

$$\begin{aligned} \text{Laju Alir } C_6H_4(CO)_2O &= \text{Fraksi Mol } C_6H_4(CO)_2O \times L^* \\ &= 0,013067493 \times 45,83805139 \text{ kmol} \\ &= 0,598988412 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komponen	Fraksi mol	Laju alir mol (kmol/jam)	Laju alir massa (kg/jam)
$C_6H_4(CO)_2O$	0,013067	0,598988	88,65029
$C_6H_4(COOCH_3)_2$	0,986933	45,23906	8.776,378
Total	1	45,83805	8.865,029

#### Menghitung laju alir refluks reboiler

$$\begin{aligned} \text{Laju Alir } C_6H_4(CO)_2O &= \text{Fraksi Mol } C_6H_4(CO)_2O \times V^* \\ &= 0,013067 \times 6,666382859 \text{ kmol} \\ &= 0,087112911 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

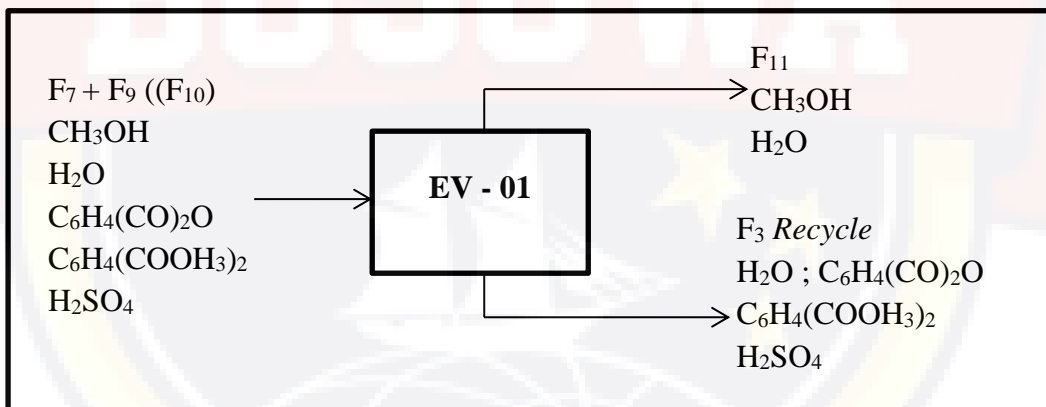
Komponen	Fraksi mol	Laju alir mol (kmol/jam)	Laju alir massa (kg/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,013067	0,087113	12,89271
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,986933	6,57927	1.276,378
Total	1	6,666383	1.289,271

Menghitung laju alir *bottom* produk reboiler

$$\begin{aligned} \text{Laju Alir C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= \text{Fraksi Mol C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} \times B^* \\ &= 0,013067 \times 39,17166854 \text{ kmol} \\ &= 0,511875502 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Komponen	Fraksi mol	Laju alir mol (kmol/jam)	Laju alir massa (kg/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,013067	0,511876	75,75757
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,986933	38,65979	7.500
Total	1	39,17167	7.575,757

### Neraca Massa Evaporator



Kondisi Operasi : 70<sup>0</sup>C

Neraca Massa Total

Massa Masuk = Massa Keluar

$$F_7 + F_9 = F_{11} + F_3 \text{ Recycle}$$

Komponen Masuk Evaporator (F<sub>10</sub>)

Komponen	F <sub>7</sub> (Kg/Jam)	F <sub>9</sub> (Kg/Jam)	x
CH <sub>3</sub> OH	35,272	-	0,0296
H <sub>2</sub> O	698,002	36,736	0,6165
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	109,035	116,346	0,1891
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	68,918	6,839	0,0635
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	120,455	-	0,1010
Total	1.191,606		

Perhitungan Neraca Massa:

- Hasil Atas Evaporator (F<sub>11</sub>)

Metanol (M) :  $F_{7total} \cdot X_M$   
 : 1.191,606 kg/jam x 0,02960049  
 : 35,272 kg/jam

Air (A) :  $F_{10total} \cdot X_A \cdot 95\%$   
 : 1.191,606 kg/jam x 0,616595509 x 0,95  
 : 698,002 kg/jam

Komposisi produk atas Evaporator (F<sub>11</sub>)

Komponen	Massa (Kg/Jam)	X
CH <sub>3</sub> OH	35,272	0,0481
H <sub>2</sub> O	698,002	0,9518
Total	733,274	1

- Hasil Bawah Evaporator (F<sub>3</sub> *Recycle*)

Air (A) :  $F_{10total} \cdot X_A - (F_{10total} \cdot X_A \cdot 95\%)$   
 : (1.191,606 kg/jam x 0,616595509) - 698,002kg/jam  
 : 734,739 kg/jam - 698,002 kg/jam  
 : 36,736 kg/jam

Ftalat Anhidrida (FA) :  $F_{10total} \cdot X_{FA}$   
 : 1.191,606 kg/jam x 0,189141155  
 : 225,381 kg/jam

Dimetil ftalat (DMF) :  $F_{10total} \cdot X_{DMF}$   
: 1.191,606 kg/jam x 0,063575988  
: 75,757 kg/jam

Komposisi produk bawah Evaporator ( $F_3$ )

Komponen	Massa (Kg/Jam)	X
H <sub>2</sub> O	36,736	0,0801
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	225,3815	0,4917
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	75,757	0,1652
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	120,455	0,2628
Total	458,332	1

Neraca Massa Total Evaporator

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Keluar	
	F <sub>10</sub>	F <sub>11</sub>	F <sub>3</sub>
CH <sub>3</sub> OH	35,272	35,272	-
H <sub>2</sub> O	734,739	698,002	36,736
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	225,381	-	225,3815
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	75,757	-	75,757
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	120,455	-	120,455
Total	1.191,6067	1.191,6067	

## LAMPIRAN NERACA PANAS

Suhu reference : 25°C = 298°K

### Persamaan Panas

$$Q = m \cdot C_p \cdot \Delta T = m \int_{T_{ref}}^T C_p dT \quad (\text{Himmelblau : 386})$$

Dengan :  
 Q = panas ; kJ  
 m = massa bahan ; kg  
 C<sub>p</sub> = specific heat ; kJ/kmol Kelvin  
 T<sub>ref</sub> = suhu reference ; Kelvin  
 T = suhu bahan ; Kelvin

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \quad (\text{Sherwood Appendix A})$$

Dengan :  
 C<sub>p</sub> = Specific heat ; kJ/kmol . Kelvin  
 A,B,C,D = Konstanta  
 T = Suhu bahan ; Kelvin

### Penyerdahanan Integrasi ΔH , (Himmelblau : 386) :

$$C_p = A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3 \quad (\text{Sherwood , Appendix A})$$

$$C_p = \text{kJ/kmol.K}$$

$$\begin{aligned} Q &= \int_{T_{ref}}^T C_p dT = \int_{T_{ref}}^T (A + B \cdot T + C \cdot T^2 + D \cdot T^3) dT \\ &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\ &= \text{kJ/kmol.K} \times \text{K} = \text{kJ/kmol} \end{aligned}$$

### Data Konstanta A,B,C,D :

C<sub>p</sub> padat

Komponen	C <sub>p</sub> =A+BT +CT <sup>2</sup> (J/mol K)		
	A	B	C
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	26,32	0,3906	0,0002126

(Yaws, 1999)

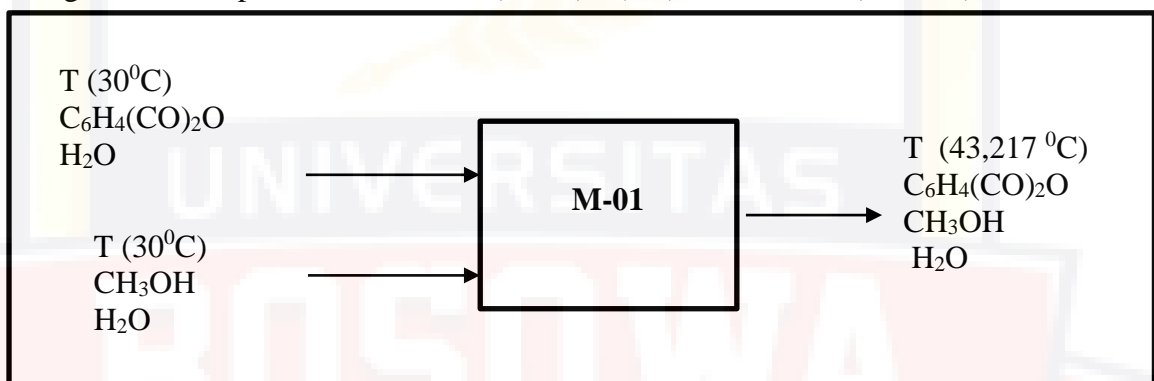
Cp cair

Komponen	Cp=A+BT +CT^2 (J/mol K)			
	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	40,152	3,1036E-01	-1,0291E-03	1,4598E-06
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	-105,627	1,984	-0,0038847	2,8513E-06
H <sub>2</sub> O	92,053	-3,9953E-02	-2,1102E-04	5,3469E-07

(Yaws, 1999)

### NERACA PANAS MIXER

Fungsi: Mencampur ftalat anhidrida (C<sub>6</sub>H<sub>4</sub>(CO)<sub>2</sub>O) dan metanol (CH<sub>3</sub>OH)



Menghitung  $\int_{T_{ref}}^T C_p dT$  pada suhu 30°C ( 303<sup>o</sup>K ) :

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ CH}_3\text{OH} &: A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\ &= 40,152 (303 - 298) + \frac{3,1036E-01}{2} (303^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{-1,0291E-03}{3} (303^3 - 298^3) + \frac{1,4598E-06}{4} (303^4 - 298^4) \\ &= 400,50 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{O} = 377,5 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 814,46 \text{ kJ/kmol}$$

**Panas Masuk**

$$Q = m C_p dT$$

$$T_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Umpan segar metanol arus 1 (cair)

$$\begin{aligned} Q_{\text{CH}_3\text{OH}} &= m C_p dT \\ &= 78,421 \text{ kmol/jam} \times 400,50 \text{ kJ/kmol} \\ &= 31.407,52898 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{O}} &= 0,157 \text{ kmol/jam} \times 377,507 \text{ kJ/kmol} \\ &= 59,26864 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	78,421	400,50	31.407,52898
H <sub>2</sub> O	0,157	377,507	59,26864
Total			31466,79763

Umpan segar ftalat anhidrida arus 2 (padatan)

$$\begin{aligned} Q_{\text{C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}} &= m C_p dT \\ &= 39,171 \text{ kmol/jam} \times 814,46 \text{ kJ/kmol} \\ &= 31.903,52134 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	39,171	814,46	31.903,52134
Total			31.903,52134

Panas pelarutan ftalat anhidrida

$$\begin{aligned} H_{fus} &= 1,29 \text{ kcal/mol} \text{ ([www.parchem.com/phthalicanhydride](http://www.parchem.com/phthalicanhydride))} \\ &= 5.393,94 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

Panas pelarutan (Qs)

$$\begin{aligned} Q_s &= m \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} \times H_{fus} \\ &= 39,171 \text{ kmol/jam} \times 5.393,94 \text{ kJ/kmol} \\ &= 211.286,0237 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{in} &= Q_{\text{arus 1}} + Q_{\text{arus 2}} + Q_s \\ &= 31.466,79763 \text{ kJ/jam} + 31.903,52134 \text{ kJ/jam} + 211.286,0237 \text{ kJ/jam} \\ &= 274.656,3 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### Panas Keluar

Panas yang keluar dihitung menggunakan trial suhu sehingga diperoleh suhu keluar dan panas keluar mixer.

$$Q_{in} - Q_{out} = 0$$

$$T_{out} = 43,21748 \text{ }^{\circ}\text{C} = 316,36748 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) \\ &+ \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\ &= -105,627 (316,36748 - 298) + \frac{1,984}{2} (316,367^2 - 298^2) \\ &+ \frac{-0,0038847}{3} (316,367^3 - 298^3) + \frac{2,8513E-06}{4} (316,367^4 - 298^4) \\ &= 4038,48935 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ CH}_3\text{OH} = 1.482,1482,34819 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{O} = 1.384,44004 \text{ kJ/kmol}$$

Maka panas yang keluar ( $Q_4$ ):

$$Q = m C_p dT$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= 39,171 \text{ kmol/jam} \times 4.038,48935 \text{ kJ/kmol} \\ &= 158.191,6664 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ CH}_3\text{OH} &= 78,421 \text{ kmol/jam} \times 1.482,34819 \text{ kJ/kmol} \\ &= 116.247,2278 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ H}_2\text{O} &= 0,157 \text{ kmol/jam} \times 1.384,44004 \text{ kJ/kmol} \\ &= 217,3570865 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	78,421	1.482,34819	116.247,2278
H <sub>2</sub> O	0,157	1.384,44004	217,3570865
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	39,171	4.038,48935	158.191,6664
Total			274.656,3

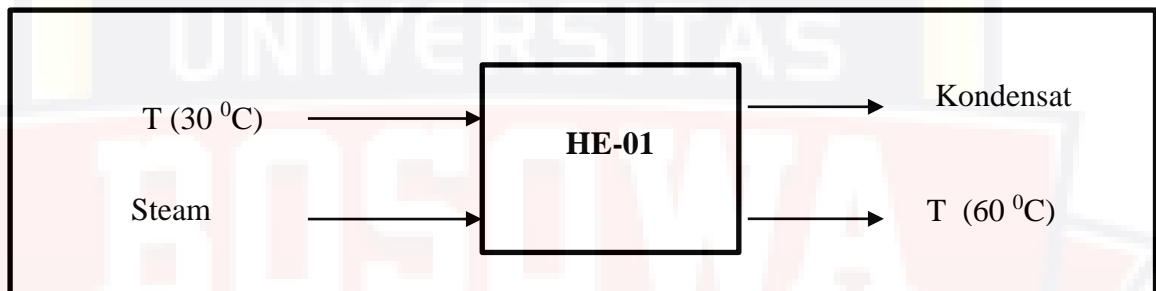


### Neraca Panas Total Mixer

Komponen	Masuk (kJ/jam)			Keluar
	Q (kJ/jam)	Q (kJ/jam)	Q <sub>s</sub> (kJ/jam)	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	31.407,52898	-	-	116.247,2278
H <sub>2</sub> O	59,26864834	-	-	217,3570865
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	-	31.903,52134	211.286,0237	158.191,6664
Total	274.656,3			274.656,3

### NERACA PANAS HEATER (HE-01)

Fungsi : Menaikkan suhu asam sulfat sebelum masuk reaktor dari 30 °C menjadi 60 °C dengan menggunakan pemanas steam



Kondisi operasi:

$$T_{in} = 30 \text{ °C} = 303 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ °C} = 298 \text{ K}$$

**Panas Masuk**

Menghitung  $\int_{T_{ref}}^T C_p dT$ :

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{SO}_4 = 1.481,664821 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q = m C_p dT$$

$$Q \text{ H}_2\text{SO}_4 = 1,229 \text{ kmol/jam} \times 1.481,664821 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 6.126,701399 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	m (kmol/jam)	C <sub>p</sub> dT	Q (kJ/jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,229	1.481,664821	1.820,96606
Total			1.820,96606

Q<sub>umpan</sub> = 1820,96606 kJ/jam

**Panas Keluar**

$$T_{\text{keluar}} = 60 \text{ }^{\circ}\text{C} = 333 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Menghitung  $\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT$ :

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{SO}_4 = 4.985,110984 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q = m C_p dT$$

$$Q \text{ H}_2\text{SO}_4 = 1,229 \text{ kmol/jam} \times 4.985,110984 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 6.126,701399 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT	Q (kJ/jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,229	4.985,110984	6.126,701399
Total			6.126,701399

$$Q_{\text{keluar}} = 6.126,701399 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Beban Panas} = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$= 6.126,701399 \text{ kJ/jam} - 1.820,96606 \text{ kJ/jam}$$

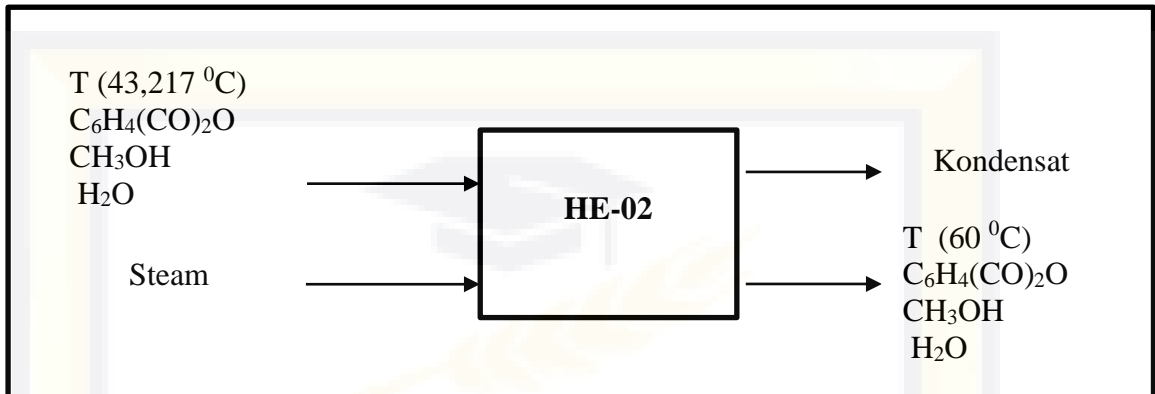
$$= 4.305,73533 \text{ kJ/jam}$$

**Neraca Panas Total Heater (HE-02)**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1.820,96606	6.126,701399
Beban Panas	4.305,73533	-
Total	6.126,701399	6.126,701399

## NERACA PANAS HEATER (HE-02)

Fungsi : Menaikkan suhu keluaran *mixer* sebelum masuk reaktor dari 43,21748 °C menjadi 60 °C dengan menggunakan pemanas *steam*



Kondisi operasi:

$$T_{in} = 43,21748 \text{ } ^\circ\text{C} = 316,36748 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

### Panas Masuk

Panas yang keluar dari mixer

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	78,421	1.482,34819	116.247,2278
H <sub>2</sub> O	0,157	1.384,44004	217,3570865
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	39,171	4.038,48935	158.191,6664
Total			274.656,3

$$Q_{masuk} = 274.656,3 \text{ kJ/jam}$$

### Panas Keluar

$$T_{keluar} = 60 \text{ } ^\circ\text{C} = 333 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Menghitung  $\int_{T_{ref}}^T C_p dT$ :

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ CH}_3\text{OH} &: A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4) \\ &= 40,152(333 - 298) + \frac{3,1036E-01}{2}(333^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{-1,0291E-03}{3}(333^3 - 298^3) + \frac{1,4598E-06}{4}(333^4 - 298^4) \\ &= 2.853,012671 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT_{H_2O} = 2.634,270736 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT_{C_6H_4(CO)_2O} = 7.807,269973 \text{ kJ/kmol}$$

Maka panas yang keluar :

$$Q = m C_p dT$$

$$Q_{C_6H_4(CO)_2O} = 39,171 \text{ kmol/jam} \times 7.807,269973 \text{ kJ/kmol} \\ = 305.818,5721 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{CH_3OH} = 78,421 \text{ kmol/jam} \times 2.853,012671 \text{ kJ/kmol} \\ = 223.736,1067 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{H_2O} = 0,157 \text{ kmol/jam} \times 2.634,270736 \text{ kJ/kmol} \\ = 413,5805056 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang keluar dari heater

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	78,421	2.853,012671	223.736,1067
H <sub>2</sub> O	0,157	2.634,270736	413,5805056
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	39,171	7.807,269973	305.818,5721
Total			529.968,2593

$$Q_{keluar} = 529.968,2593 \text{ kJ/jam}$$

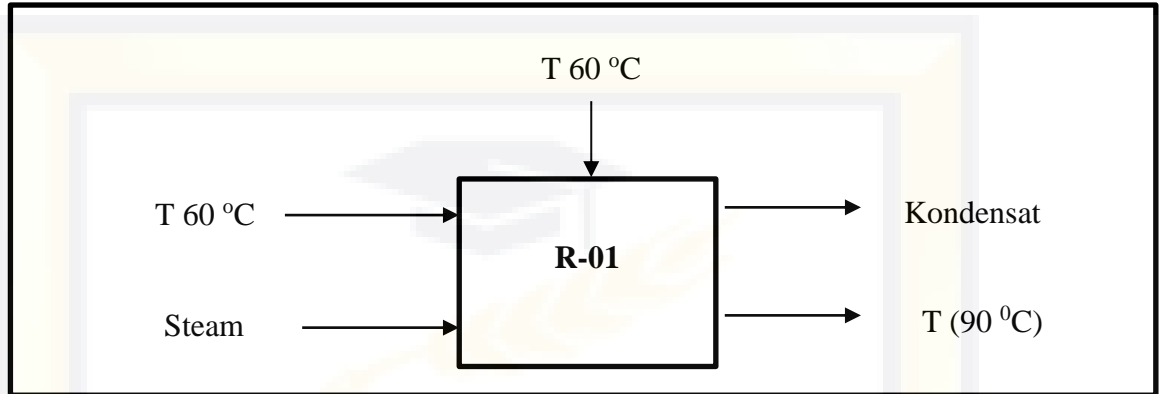
$$\text{Beban Panas} = Q_{keluar} - Q_{masuk} \\ = 529.968,2593 \text{ kJ/jam} - 274.656,3 \text{ kJ/jam} \\ = 255.312,008 \text{ kJ/jam}$$

**Neraca Panas Total Heater (HE-02)**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	116.247,2278	223.736,1067
H <sub>2</sub> O	217,3570865	413,5805056
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	158.191,6664	305.818,5721
Beban Panas	255.312,008	-
Total	529.968,2593	529.968,2593

## NERACA PANAS REAKTOR

Fungsi : Mereaksikan ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) dan metanol ( $CH_3OH$ ) menjadi dimetil ftalat ( $C_6H_4(COOCH_3)_2$ ) dan air ( $H_2O$ ) dengan bantuan katalis asam sulfat ( $H_2SO_4$ )



- Suhu masuk ( $T_{in}$ ) = 60 °C
- Suhu keluar ( $T_{out}$ ) = 90 °C

Data Kapasitas panas

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2$ (J/mol K)			
	A	B	C	D
$CH_3OH$	40,152	3,1036E-01	-1,0291E-03	1,4598E-06
$C_6H_4(CO)_2O$	-105,627	1,984	-0,0038847	2,8513E-06
$H_2O$	92,053	-3,9953E-02	-2,1102E-04	5,3469E-07
$C_6H_4(COOCH_3)_2$	116,404	1,1694	-0,0025655	2,4133E-06
$H_2SO_4$	26,004	0,70337	-0,0013856	1,0342E-06

### Panas Masuk Reaktor

$$T_{\text{keluar}} = 60 \text{ °C} = 333 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ °C} = 298 \text{ K}$$

Menghitung  $\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT$ :

$$\begin{aligned} \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ CH}_3\text{OH} &: A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) \\ &= 40,152(333 - 298) + \frac{3,1036E-01}{2}(333^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{-1,0291E-03}{3}(333^3 - 298^3) + \frac{1,4598E-06}{4}(333^4 - 298^4) \\ &= 2.853,012671 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 7.807,269973 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{O} = 2.634,270736 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 = 10.700,90121 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{SO}_4 = 4.985,110984 \text{ kJ/kmol}$$

Panas yang keluar dari heater

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	78,421	2.853,012671	223.736,1067
H <sub>2</sub> O	0,157	2.634,270736	413,5805056
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	39,171	7.807,269973	305.818,5721
Total			529.968,2593

Panas yang keluar dari (CL-03)

$$Q = m C_p dT$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 2,040 \text{ kmol/jam} \times 2.634,270736 \text{ kJ/kmol} \\ = 5.373,912302 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 1,522 \text{ kmol/jam} \times 7.807,269973 \text{ kJ/kmol} \\ = 11.882,6649 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 = 0,390 \text{ kmol/jam} \times 10.700,90121 \text{ kJ/kmol} \\ = 4.173,351471 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ H}_2\text{SO}_4 = 1,229 \text{ kmol/jam} \times 4.985,110984 \text{ kJ/kmol} \\ = 6.126,701399 \text{ kJ/jam}$$

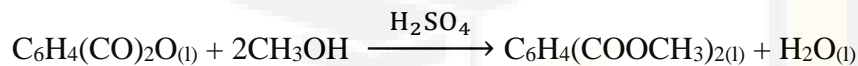
Maka total panas masuk reaktor = panas keluar heater + panas CL-03

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	78,421	2.853,012671	223.736,1067
H <sub>2</sub> O	2,197	2.634,270736	5.787,492808
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	42,098	7.807,269973	328.670,4513
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,37	10.700,90121	3.959,333447
Total			562.153,3843
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,229	4.985,110984	6.126,701399

### Menghitung panas yang ditimbulkan reaksi

Komponen	$\Delta H_f^0$ (kJ/kmol)
CH <sub>3</sub> OH	-239,1
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	-285,83
H <sub>2</sub> O	-393,13
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	-653

Reaksi:



$$\begin{aligned} \Delta H_{298}^0 &= \Delta H_{\text{produk}} - \Delta H_{\text{reaktan}} \\ &= [(-653 \text{ kJ/kmol} \times 39,05 \text{ kmol/jam}) + (-393,13 \text{ kJ/kmol} \times 1,102 \\ &\text{ kmol/jam})] - [(-285,83 \text{ kJ/kmol} \times 2,034 \text{ kmol/jam}) + (2 \times -239,1 \text{ kJ/kmol} \\ &\times 1,102 \text{ kmol/jam})] \\ &= -40.120,1857 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka panas yang ditimbulkan:

$$\begin{aligned} &= -40.120,1857 \text{ kJ/jam} \times \text{mol ftalat anhidrida} \times \text{konversi} \\ &= -40.120,1857 \text{ kJ/jam} \times 42,098 \text{ kmol/jam} \times 0,95 \\ &= -1.604.530,599 \text{ kJ/kmol} \\ &= -1.604.530,599 \text{ kJ/kmol} \times 2,034 \text{ kmol/jam} \\ &= -3.263.615,238 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### Panas Keluar Reaktor

$$T_{\text{keluar}} = 90 \text{ }^\circ\text{C} = 363 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Menghitung  $\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT$ :

$$\begin{aligned} \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ CH}_3\text{OH} &: A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) \\ &= 40,152(363 - 298) + \frac{3,1036E-01}{2}(363^2 - 298^2) + \\ &\frac{-1,0291E-03}{3}(363^3 - 298^3) + \frac{1,4598E-06}{4}(363^4 - 298^4) \\ &= 5.405,663619 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 14.840,76788 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{O} = 4.888,893966 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 = 20.131,88167 \text{ kJ/kmol}$$

Maka:

$$Q = m C_p dT$$

$$\begin{aligned} Q \text{ CH}_3\text{OH} &= 1,102 \text{ kmol/jam} \times 5.405,663619 \text{ kJ/kmol} \\ &= 5.957,041308 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= 2,034 \text{ kmol/jam} \times 14.840,76788 \text{ kJ/kmol} \\ &= 30.186,12186 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ H}_2\text{O} &= 40,818 \text{ kmol/jam} \times 4.888,893966 \text{ kJ/kmol} \\ &= 199.554,8739 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 &= 39,05 \text{ kmol/jam} \times 20.131,88167 \text{ kJ/kmol} \\ &= 786.149,9793 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Maka panas yang keluar:

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	1,102	5.405,663619	5.957,041308
H <sub>2</sub> O	40,818	4.888,893966	199.554,8739
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	2,034	14.840,76788	30.186,12186
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	39,05	20.131,88167	786.149,9793
Total			1.021.848,016
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,229	4.985,110984	6.126,701399

### Menghitung Kebutuhan Pendingin

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Pendingin} &= Q_{out} - Q_{in} - \Delta H_{298}^0 \\ &= 1.021.848,016 - 562.153,3843 + (- 3.263.615,238 ) \\ &= -2.803.920,606 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

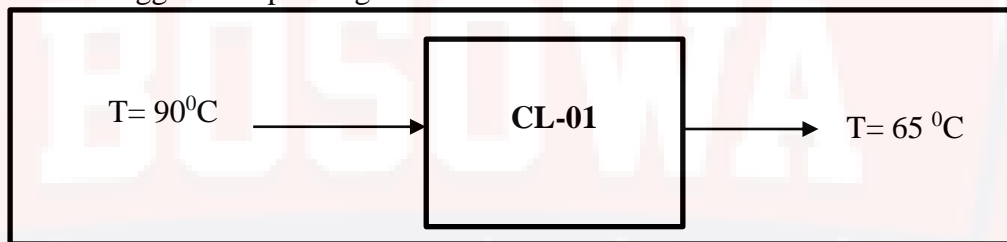


### Neraca Panas Total Reaktor

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	223.736,1067	5.957,041308
H <sub>2</sub> O	5.787,492808	199.554,8739
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	328.670,4513	30.186,12186
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	3.959,333447	786.149,9793
Panas akibat reaksi	3.263.615,238	-
Panas yang diserap	-	2.803.920,606
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	6.126,701399	6.126,701399
Total	3.831.895,323	3.831.895,323

### NERACA PANAS COOLER

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran reaktor dari 90 °C menjadi 65 °C dengan menggunakan pendingin air



#### Panas Masuk:

T masuk = 90 °C = 363 K

T ref = 25 °C = 298 K

Panas yang keluar dari rektor

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	1,102	5.405,663619	5.957,041308
H <sub>2</sub> O	40,818	4.888,893966	199.554,8739
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	2,034	14.840,76788	30.186,12186
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	39,05	20.131,88167	786.149,9793
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,229	4.985,110984	6.126,701399
Total			1.033.377,561

Q<sub>umpan</sub> = 1.033.377,561 kJ/jam

**Panas Keluar:**

$$T \text{ keluar} = 65 \text{ }^\circ\text{C} = 338 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

**Menghitung  $\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT$ :**

$$\begin{aligned} \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ CH}_3\text{OH} &: A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) \\ &= 40,152(338 - 298) + \frac{3,1036E-01}{2}(338^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{-1,0291E-03}{3}(338^3 - 298^3) + \frac{1,4598E-06}{4}(338^4 - 298^4) \\ &= 3.270,866562 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{O} = 3.009,715736 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 8.959,352337 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 = 12.256,40055 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{SO}_4 = 5.710,490614 \text{ kJ/kmol}$$

Maka panas yang keluar :

$$Q = m C_p dT$$

$$\begin{aligned} Q \text{ CH}_3\text{OH} &= 1,102 \text{ kmol/jam} \times 3.270,866562 \text{ kJ/kmol} \\ &= 3.604,494952 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= 2,034 \text{ kmol/jam} \times 8.959,352337 \text{ kJ/kmol} \\ &= 18.223,32265 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ H}_2\text{O} &= 40,818 \text{ kmol/jam} \times 3.009,715736 \text{ kJ/kmol} \\ &= 122.850,5769 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 &= 39,05 \text{ kmol/jam} \times 12.256,40055 \text{ kJ/kmol} \\ &= 478.612,4415 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ H}_2\text{SO}_4 &= 1,229 \text{ kmol/jam} \times 5.710,490614 \text{ kJ/kmol} \\ &= 7.018,192964 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas keluar dari cooler:

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	1,102	3.270,866562	3.604,494952
H <sub>2</sub> O	40,818	3.009,715736	122.850,5769
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	2,034	8.959,352337	18.223,32265
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	39,05	12.256,40055	478.612,4415
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,229	5.710,490614	7.018,192964
Total			630.309,0289

$$Q_{\text{keluar}} = 630.309,0289 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Beban panas} = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$= 630.309,0289 \text{ kJ/jam} - 1.033.377,561 \text{ kJ/jam}$$

$$= - 403.068,5316 \text{ kJ/jam}$$

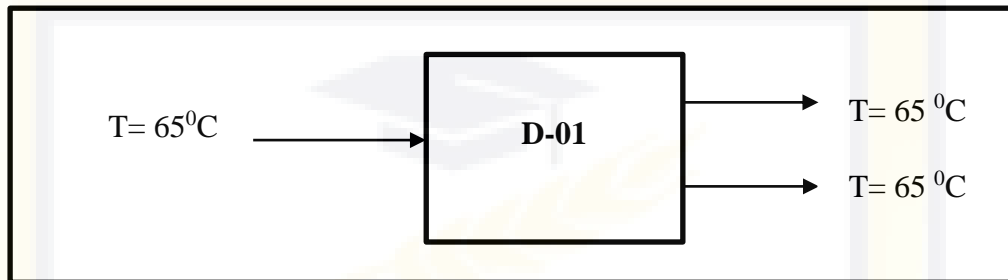
**Neraca Panas Total Cooler (CI-01)**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	5.957,041308	3.604,494952
H <sub>2</sub> O	199.554,8739	122.850,5769
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	30.186,12186	18.223,32265
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	786.149,9793	478.612,4415
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	6.126,701399	7.018,192964
Beban Panas	-	403.068,5316
Total	1.033.377,561	1.033.377,561

## NERACA PANAS DEKANTER

Fungsi : Memisahkan fase berat berupa ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) dan dimetil ftalat ( $C_6H_4(COOCH_3)_2$ ) dengan fase ringan  $CH_3OH$ ,  $H_2O$  dan  $H_2SO_4$  yang berasal dari reaktor

Kondisi operasi :  $65\text{ }^\circ\text{C}$  tekanan atmosferik



### Panas Masuk:

Panas yang keluar dari cooler :

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
$CH_3OH$	1,102	3.270,866562	3.604,494952
$H_2O$	40,818	3.009,715736	122.850,5769
$C_6H_4(CO)_2O$	2,034	8.959,352337	18.223,32265
$C_6H_4(COOCH_3)_2$	39,05	12.256,40055	478.612,4415
$H_2SO_4$	1,229	5.710,490614	7.018,192964
Total			630.309,0289

Q<sub>masuk</sub> = 630.309,0289 kJ/jam

### Panas Keluar

Hasil atas dekanter:

Komponen	Cp dT (kJ/kmol)	Massa (Kg/Jam)	Mol (kmol/jam)
$CH_3OH$	3.270,866562	35,272	1,102
$H_2O$	3.009,715736	698,002	38,777
$C_6H_4(CO)_2O$	8.959,352337	109,035	0,736
$C_6H_4(COOCH_3)_2$	12.256,40055	68,918	0,355
$H_2SO_4$	5.710,490614	120,455	1,229

Untuk panas pada hasil atas dekanter:

$$Q = m C_p dT$$

$$Q \text{ CH}_3\text{OH} = 1,102 \text{ kmol/jam} \times 3.270,866562 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 3.604,494952 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 0,736 \text{ kmol/jam} \times 8.959,352337 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 6.594,08332 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 38,777 \text{ kmol/jam} \times 3.009,715736 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 116.707,7471 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 = 0,355 \text{ kmol/jam} \times 12.256,40055 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 4.351,022195 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ H}_2\text{SO}_4 = 1,229 \text{ kmol/jam} \times 5.710,490614 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 7.018,192964 \text{ kJ/jam}$$

Maka panas pada hasil atas dekanter:

Komponen	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	3.270,866562	3.604,494952
H <sub>2</sub> O	3.009,715736	11.6707,7471
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	8.959,352337	6.594,08332
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	12.256,40055	4.351,022195
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5.710,490614	7.018,192964
Total		138.275,5405

Hasil bawah dekanter:

Komponen	Cp dT (kJ/kmol)	Massa (Kg/Jam)	Mol (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	3.009,715736	36,736	2,040889
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	8959,352337	192,104	1,298
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	12.256,40055	7.506,838	38,69504

Untuk panas pada hasil bawah dekanter:

$$Q = m C_p dT$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 2,040889 \text{ kmol/jam} \times 3.009,715736 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 6.142,495405 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 1,298 \text{ kmol/jam} \times 8.959,352337 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 11.629,23933 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 = 38,69504 \text{ kmol/jam} \times 12.256,40055 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 474.261,9247 \text{ kJ/jam}$$

Maka panas pada hasil bawah dekanter:

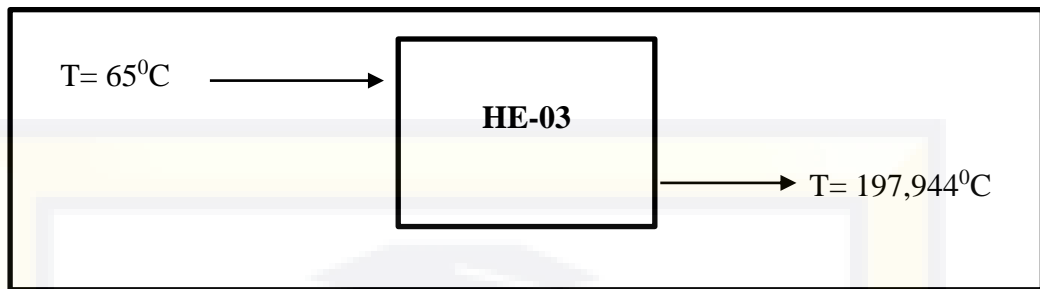
Komponen	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	3.009,715736	6.142,495405
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	8.959,352337	11.629,23933
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	12.256,40055	474.261,9247
Total		492.033,6594

**Neraca panas total dekanter :**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
CH <sub>3</sub> OH	3.270,866562	3.604,494952	-
H <sub>2</sub> O	3.009,715736	116.707,7471	6.142,495405
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	8.959,352337	6.594,08332	11.629,23933
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	12.256,40055	4.351,022195	474.261,9247
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	5.710,490614	7.018,192964	-
Total	630.309,0289	630.309,0289	

## NERACA PANAS HEATER (HE-03)

Fungsi : Menaikkan suhu umpan MD-01 dari 65 °C menjadi 275,078 °C



Kondisi operasi:

$$T_{in} = 65 \text{ } ^\circ\text{C} = 338 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

### Panas Masuk

Panas yang keluar dari bawah dekanter

Komponen	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	3.009,715736	6.142,495405
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	8.959,352337	11.629,23933
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	12.256,40055	474.261,9247
Total		492.033,6594

Q<sub>umpan</sub> = 492033,6594 kJ/jam

### Panas Keluar

$$T_{\text{keluar}} = 197,944 \text{ } ^\circ\text{C} = 470,944 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Menghitung  $\int_{T_{ref}}^T C_p dT$ :

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) \\ &\quad + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\ &= -105,627 (470,944 - 298) + \frac{1,984}{2} (470,944^2 - 298^2) \\ &\quad - \frac{0,0038847}{3} (470,944^3 - 298^3) + \frac{2,8513E-06}{4} (470,944^4 - 298^4) \\ &= 42.111,00598 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOH}_3)_2 = 56.115,87836 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{O} = 13.299,13974 \text{ kJ/kmol}$$

Maka panas yang keluar :

$$Q = m C_p dT$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 1,298000842 \text{ kmol/jam} \times 42.111,00598 \text{ kJ/kmol} \\ = 54.660,12121 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOH}_3)_2 = 38,69504573 \text{ kmol/jam} \times 56.115,87836 \text{ kJ/kmol} \\ = 2.171.406,48 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 2,040942631 \text{ kmol/jam} \times 13.299,13974 \text{ kJ/kmol} \\ = 27.142,78126 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang keluar dari heater

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	38,69504573	56.115,87836	2.171.406,48
H <sub>2</sub> O	2,040942631	13.299,13974	27.142,78126
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	1,298000842	42.111,00598	54.660,12121
Total			2.253.209,382

$$Q_{keluar} = 2.253.209,382 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Beban Panas} = Q_{keluar} - Q_{masuk}$$

$$= 2.253.209,382 \text{ kJ/jam} - 492.033,6594 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1.761.175,723 \text{ kJ/jam}$$

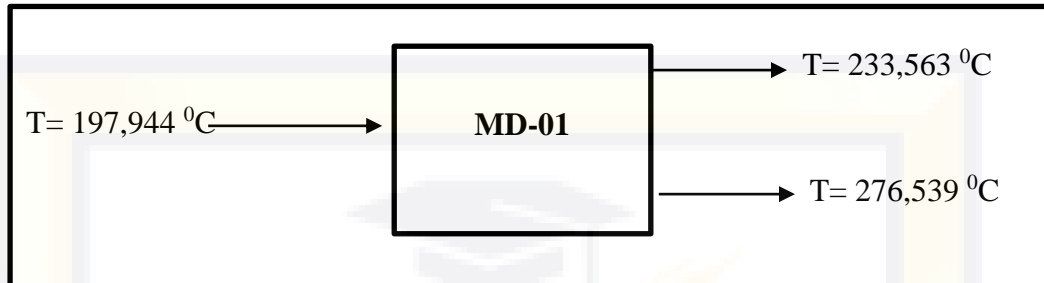
**Neraca Panas Total Heater (HE-03)**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	6.142,495405	2.171.406,48
H <sub>2</sub> O	11.629,23933	27.142,78126
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	474.261,9247	54.660,12121
Beban Panas	1.761.175,723	-
Total	2.253.209,382	2.253.209,382



## NERACA PANAS MENARA DISTILASI (MD-01)

Fungsi : Memisahkan  $C_6H_4(CO)_2O$  dan  $C_6H_4(COOCH_3)_2$  berdasarkan perbedaan titik didih dan kesetimbangan kimia



### Kondisi Operasi Menara Distilasi

Persamaan:  $\log P = A + B/T + C \log T + DT + ET^2$  (P, mmHg; T, K)

Komponen	A	B	C	D	E
CH <sub>3</sub> OH	45,6171	-3,24E+03	-1,40E+01	6,64E-03	-1,05E-13
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	30,6331	-3,88E+03	-7,87E+00	1,11E-09	2,59E-06
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	12,6974	-4,20E+03	3,46E-01	-7,65E-03	3,35E-06
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,0582	-4,19E+03	3,26E+00	-1,12E-03	5,54E-07

Yaws, Table 7.1 Vapour Pressure – Organic Compounds (hal.162-174) dan Tabel 7.2 Vapour Pressure – Inorganic Compounds (hal. 181)

### Kondisi atas

Kondisi atas tercapai pada keadaan titik embun (Dew Point). Dengan cara trial and error harga suhu (T) dan tekanan (P), sampai didapat harga  $\sum Y_i = X_i/K_i = 1$

Dengan trial & error diperoleh kondisi operasi:

$$T = 506,5635362 \text{ K}$$

$$P = 1,005992139 \text{ atm}$$

Komponen	Mol (kmol)	Fraksi mol (X <sub>i</sub> )	P (mmHg)	K <sub>i</sub> = P/P <sub>t</sub>	Y <sub>i</sub> = X <sub>i</sub> /K <sub>i</sub>	$\alpha$ feed k/k <sub>hk</sub>
H <sub>2</sub> O	2,0409	0,7130	2,31E+04	3,02E+01	0,0236	1,09E+02
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,7861	0,2746	225,31438	0,2947	0,9319	1,0624
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,0352	0,0123	212,06213	0,277367	0,0444	1
Total	2,8623	1			1	

### Kondisi Operasi Umpan

Kondisi operasi umpan pada keadaan cair jenuh. Dengan cara trial and error harga suhu (T) dan tekanan (P), sampai didapat harga  $\sum Y_i = K_i X_i = 1$

Dengan trial & error diperoleh kondisi operasi:

$$T = 470,9445603 \text{ K}$$

$$P = 0,822604286 \text{ atm}$$

Komponen	Mol (kmol)	Fraaksi mol (Xi)	P (mmHg)	Ki= P/Pt	Yi= Xi.Ki	$\alpha$ feed k/k <sub>hk</sub>
H <sub>2</sub> O	2,0409	0,0485	4,61E+04	7,03E+01	8,93E-01	1,65E+02
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	1,2980	0,0308	5,99E+02	9,14E-01	4,23E-03	1,23E+00
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	38,6950	0,9205	6,24E+02	9,53E-01	1,03E-01	1,00E+00
Total	42,0339	1			1,00	

### Kondisi Operasi Bawah

Kondisi operasi bawah menara pada bubble point sehingga  $\sum Y = 1$ .

Dengan trial & error diperoleh kondisi operasi.

$$T = 549,5390015 \text{ K}$$

$$P = 0,849766543 \text{ atm}$$

Komponen	Mol (kmol)	Fraaksi mol (Xi)	P (mmHg)	Ki= P/Pt	Yi= Xi.Ki	$\alpha$ feed k/k <sub>hk</sub>
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,5118	0,013	6,18E+02	9,57E-01	1,25E-02	9,56E-01
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	38,659	0,986	6,46E+02	1,00E+00	9,87E-01	1,00E+00
Total	39,171	1			1	

### Panas Masuk

Kondisi Operasi Umpan masuk menara destilasi

$$T_{\text{masuk}} = 470,944 \text{ K}$$

$$T_{\text{reffrensi}} = 298 \text{ K}$$

Panas yang keluar dari heater

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT	Q (kJ/jam)
$\text{C}_6\text{H}_4(\text{COOH}_3)_2$	38,69504573	56.115,87836	2.171.406,48
$\text{H}_2\text{O}$	2,040942631	13.299,13974	27.142,78126
$\text{C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}$	1,298000842	42.111,00598	54.660,12121
Total			2.253.209,382

$$Q_{\text{umpan}} : 2.253.209,382 \text{ kJ/jam}$$

### Panas Keluar

Menentukan panas destilat keluar menara destilasi

$$Q = m \text{ Cp dT}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOH}_3)_2 &= 0,035252698 \text{ kmol/jam} \times 56.115,87836 \text{ kJ/kmol} \\ &= 1.978,236128 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ H}_2\text{O} &= 2,040942631 \text{ kmol/jam} \times 13.299,13974 \text{ kJ/kmol} \\ &= 27.142,78126 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= 0,78612534 \text{ kmol/jam} \times 42.111,00598 \text{ kJ/kmol} \\ &= 33.104,5289 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas distilat yang keluar

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
$\text{C}_6\text{H}_4(\text{COOH}_3)_2$	0,035252698	56.115,87836	1.978,236128
$\text{H}_2\text{O}$	2,040942631	13.299,13974	27.142,78126
$\text{C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}$	0,78612534	42.111,00598	33.104,5289
Total			62.225,54629

Menentukan panas bottom produk menara destilasi

$$Q = m \text{ Cp dT}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= 0,511875502 \text{ kmol/jam} \times 42.111,00598 \text{ kJ/kmol} \\ &= 21.555,59231 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOH}_3)_2 &= 38,65979303 \text{ kmol/jam} \times 56.115,87836 \text{ kJ/kmol} \\ &= 2.169.428,243 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas bottom yang keluar

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,511875502	42.111,00598	21.555,59231
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	38,65979303	56.115,87836	2.169.428,243
Total			2.190.983,836

Neraca Panas Total Menara Distilasi

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
H <sub>2</sub> O	2.171.406,48	1.978,236128	21.555,59231
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	27.142,78126	27.142,78126	2.169.428,243
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	54.660,12121	33.104,5289	-
Total	2.253.209,382	2.253.209,382	

### Neraca Panas Kondensor Pada MD-01

Fungsi : Mengkondensasikan produk dari menara destilasi

Kondisi Operasi Pada Kondensor

$$T_{in} = 233,563 \text{ } ^\circ\text{C} = 506,563 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Menentukan panas umpan masuk kondensor

Menghitung  $\int_{T_{ref}}^T C_p dT$  :

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) \\ &\quad + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\ &= -105,627 (506,563 - 298) + \frac{1,984}{2} (506,563^2 - 298^2) \\ &\quad - \frac{0,0038847}{3} (506,563^3 - 298^3) + \frac{2,8513E-06}{4} (506,563^4 - 298^4) \\ &= 51.692,985921 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{O} = 6.312,6804 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOH}_3)_2 = 68.830,77999 \text{ kJ/kmol}$$

Maka panas umpan :

$$Q = m C_p dT$$

$$Q \text{ H}_2\text{O} = 4,753382497 \text{ kmol/jam} \times 6.312,6804 \text{ kJ/kmol} \\ = 77.540,40948 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 1,830896359 \text{ kmol/jam} \times 51.692,985921 \text{ kJ/kmol} \\ = 94.644,49972 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOH}_3)_2 = 0,082104003 \text{ kmol/jam} \times 68.830,77999 \text{ kJ/kmol} \\ = 1.993,290583 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q <sub>feed</sub> (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	4,753382497	6.312,6804	77.540,40948
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	1,830896359	51.692,985921	94.644,49972
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,082104003	68.830,77999	1.993,290583
Total			174.178,1998

Menentukan panas penguapan kondensor

Komponen	Hv (kJ/kmol)
H <sub>2</sub> O	40.850
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	49.570
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	59.190

Geankoplis, hal 857, Appendix A2-9

$$Q_{\text{vap}} \text{ H}_2\text{O} = \text{mol H}_2\text{O} \times \text{Hv H}_2\text{O} \\ = 4,753382497 \text{ kmol/jam} \times 40.850 \text{ kJ/kmol} \\ = 194.175,675 \text{ kJ/jam}$$

Maka panas penguapan kondensor:

Komponen	m (kmol/jam)	Hv (kJ/kmol)	Q <sub>laten</sub> (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	4,753382497	40.850	194.175,675
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	1,830896359	49.570	90.757,53252
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,082104003	59.190	4.859,735908
Total			289.792,9434

$$\begin{aligned}
 \text{Panas aliran masuk Kondensator} &= Q_{\text{feed}} + Q_{\text{laten}} \\
 &= 174.178,1998 + 289.792,9434 \\
 &= 463.971,1432 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Menentukan panas refluks keluar kondensator

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{refluks H}_2\text{O}} &= \text{mol H}_2\text{O} \times C_{\text{pdt H}_2\text{O}} \\
 &= 2,712439866 \text{ kmol/jam} \times 6.312,6804 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 44.247,16463 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Maka panas refluks keluar kondensator:

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q <sub>refluks</sub> (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	2,712439866	6.312,6804	44.247,1646
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	1,044771019	51.692,985921	54.007,3336
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,046851304	68.830,77999	3.224,81181
Total			101.479,31

Menentukan panas destilat keluar kondensator

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{destilat H}_2\text{O}} &= \text{mol H}_2\text{O} \times C_{\text{pdt H}_2\text{O}} \\
 &= 2,040942631 \text{ kmol/jam} \times 6.312,6804 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 33.293,24485 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q <sub>destilat</sub> (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	2,040942631	6.312,6804	33.293,2449
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,78612534	51.692,985921	40.637,1661
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,035252698	68.830,77999	2.426,47072
Total			76.356,8817

Beban Panas kondensator

$$\begin{aligned}
 \text{QCD} &= (Q_{\text{umpan}} + Q_{\text{Laten}}) - (Q_{\text{destilat}} + Q_{\text{refluks}}) \\
 &= (174.178,1998 + 289.792,9434) - (76.356,8817 + 101.479,31) \\
 &= 286.134,9515 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Air pendingin yang digunakan,

Pendingin yang digunakan,

$$T_{\text{in}} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$T_{\text{out}} = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$C_p = 4,184 \text{ J/kg }^\circ\text{K}$$

$$m = \frac{Q_{cd}}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$m = \frac{286134,9515 \text{ kJ/jam}}{4,184 \frac{\text{J}}{\text{kg}} \cdot \text{K} \times (313 - 303)\text{K}}$$

$$m = 6.838,789471 \text{ kg}$$

Panas air pendingin masuk

$$\begin{aligned} Q_{w \text{ in}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 6.838,789471 \text{ kg} \times 4,184 \text{ J/kg } ^\circ\text{K} \times (303 - 298)\text{K} \\ &= 143.067,4757 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas air pendingin keluar

$$\begin{aligned} Q_{w \text{ out}} &= m \times C_p \times \Delta T \\ &= 6.838,789471 \text{ kg} \times 4,184 \text{ J/kg } ^\circ\text{K} \times (313 - 298)\text{K} \\ &= 429.202,4272 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca Panas Total Kondensor

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
Q feed	174.178,1998	-
Q refluks	-	101.479,31
Q destilat	-	76.356,8817
Q <sub>w in</sub>	143.067,4757	-
Q <sub>w out</sub>	-	429.202,4272
Total	607.038,619	607.038,619

**Neraca Panas Reboiler Pada MD-01**

Fungsi : Untuk menguapkan sebagian campuran produk *bottom* Menara Destilasi

Kondisi Operasi Pada Kondensor

$$T_{in} = 276,539 \text{ } ^\circ\text{C} = 549,539 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Menentukan panas umpan masuk kondensor

**Menghitung**  $\int_{T_{ref}}^T C_p dT$ :

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{ref}^4)$$

$$= -105,627(549,539 - 298) + \frac{1,984}{2}(549,539^2 - 298^2) - \frac{0,0038847}{3}(549,539^3 - 298^3) + \frac{2,8513E-06}{4}(549,539^4 - 298^4)$$

$$= 63.672,36584 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOH})_2 = 84.906,94538 \text{ kJ/kmol}$$

Maka panas umpan :

$$Q = m C_p dT$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 0,598988412 \text{ kmol/jam} \times 63.672,36584 \text{ kJ/kmol} = 38.139,00933 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOH})_2 = 45,23906298 \text{ kmol/jam} \times 84.906,94538 \text{ kJ/kmol} = 3.841.110,65 \text{ kJ/jam}$$

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q <sub>feed</sub> (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,598988	63.672,36584	38.139,00933
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	45,23906	84.906,94538	3.841.110,65
Total			3.879.249,659

Menentukan panas refluks reboiler

$$Q_{reflaks} \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = \text{mol C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} \times C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}$$

$$= 0,087112911 \text{ kmol/jam} \times 63.672,36584 \text{ kJ/kmol} = 5.546,685129 \text{ kJ/jam}$$

Maka panas refluks reboiler

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q <sub>reflaks</sub> (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,087112911	63.672,36584	5.546,685129
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	6,579269948	84.906,94538	558.625,7141
Total			564.172,3992



Menentukan panas bottom produk reboiler

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{bottom C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}} &= \text{mol C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} \times \text{Cp dT C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} \\
 &= 0,511875502 \text{ kmol/jam} \times 63.672,36584 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 32.592,3242 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Maka panas bottom produk reboiler

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q <sub>bottom</sub> (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,511876	63.672,36584	32.592,3242
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	38,65979	84.906,94538	3.282.484,936
Total			3.315.077,26

Panas yang disuplai reboiler (Q<sub>RB</sub>) = 286.134,9515 kJ/jam

Persamaan Overall Neraca Panas Reboiler :

$$Q_{\text{Umpan}} + Q_{\text{RB}} = Q_{\text{Liquid}} + Q_{\text{bottom}}$$

Panas liquid masuk ke Menara Destilasi :

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{Liquid}} &= Q_{\text{Umpan}} + Q_{\text{RB}} - Q_{\text{bottom}} \\
 &= (3.879.249,659 + 286.134,9515 + 3.315.077,26) \text{ kJ/jam} \\
 &= 850.307,3507 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Sebagai media pemanas digunakan saturated steam dengan temperatur 110°C

Dari tabel steam, untuk saturated steam pada T = 110°C diperoleh data :

Entalpi liquid jenuh, H<sub>L</sub> = 251,13 kJ/kg

Entalpi uap jenuh, H<sub>v</sub> = 2.609,6 kJ/kg

Panas laten, λ = 2.358,47 kJ/kg

Jumlah steam yang dibutuhkan :

$$m = \frac{Q_{\text{RB}}}{\lambda}$$

$$m = \frac{286134,9515 \text{ kJ/jam}}{2358,47 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 121,3222774 \text{ kg}$$

Panas yang dibawa oleh steam masuk (Q<sub>s-in</sub>)

$$Q_{\text{s-in}} = m \times H_v$$

$$= 121,3222774 \text{ kg} \times 2.609,6 \text{ kJ/kg}$$

$$= 316.602,615 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa oleh steam keluar ( $Q_{s-out}$ )

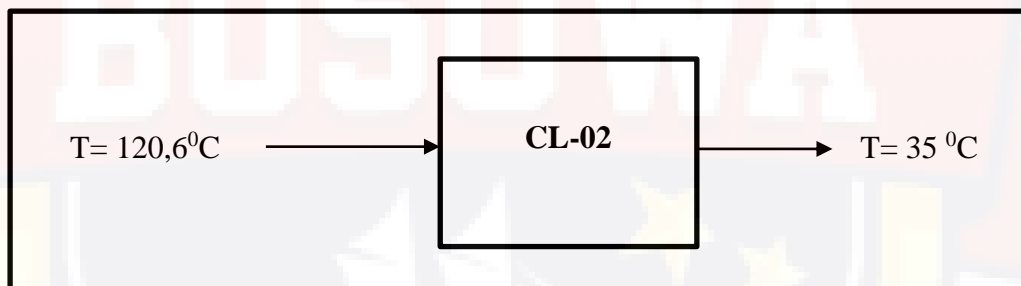
$$\begin{aligned}
 Q_{s-out} &= m \times H_L \\
 &= 121,3222774 \text{ kg} \times 251,13 \text{ kJ/kg} \\
 &= 30.467,66351 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

**Neraca Panas Total Reboiler**

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)
$Q_{feed}$	3.879.249,659	-
$Q_{liquid}$	-	850.307,3507
$Q_{bottom}$	-	3.315.077,26
$Q_{s-in}$	316.602,615	-
$Q_{s-out}$	-	30.467,66351
Total	4.195.852,274	4.195.852,274

**NERACA PANAS COOLER (CL-02)**

Fungsi : Menurunkan suhu produk bawah MD-01 dari 120,6 °C menjadi 35°C dengan menggunakan pendingin air



Kondisi operasi:

- Suhu masuk = 120,6 °C
- Suhu keluar = 35°C

**Panas Masuk:**

$$T \text{ masuk} = 120,6 \text{ } ^\circ\text{C} = 393,6 \text{ K}$$

$$T \text{ ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Panas yang masuk cooler

Komponen	m (kmol/jam)	$C_p \text{ dT}$ (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
$C_6H_4(CO)_2O$	0,511876	22.285,52771	11.407,42678
$C_6H_4(COOH_3)_2$	38,65979	29.994,37931	1.159.576,405
Total			1.170.983,832

$$\text{Qumpun} = 1.170.983,832 \text{ kJ/jam}$$

**Panas Keluar:**

$$T \text{ keluar} = 35 \text{ }^\circ\text{C} = 308 \text{ K}$$

$$T \text{ ref} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

**Menghitung**  $\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT$ :

$$\begin{aligned} \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= A (T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{\text{ref}}^3) \\ &\quad + \frac{D}{4} (T^4 - T_{\text{ref}}^4) \\ &= -105,627 (308 - 298) + \frac{1,984}{2} (308^2 - 298^2) - \frac{0,0038847}{3} \\ &\quad (308^3 - 298^3) + \frac{2,8513E-06}{4} (308^4 - 298^4) \\ &= 2.181,816293 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOH}_3)_2 = 3.023,26598 \text{ kJ/kmol}$$

Maka panas yang keluar :

$$Q = m C_p dT$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= 0,511876 \text{ kmol/jam} \times 2.181,816293 \text{ kJ/kmol} \\ &= 1.116,81831 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 &= 38,65979 \text{ kmol/jam} \times 3.023,26598 \text{ kJ/kmol} \\ &= 116.878,8279 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas keluar dari cooler:

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,511876	2.181,816293	1.116,81831
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	38,65979	3.023,26598	116.878,8279
Total			117.995,6462

$$Q_{\text{keluar}} = 117.995,6462 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Beban panas} = Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}}$$

$$= 117.995,6462 \text{ kJ/jam} - 1.170.983,832 \text{ kJ/jam}$$

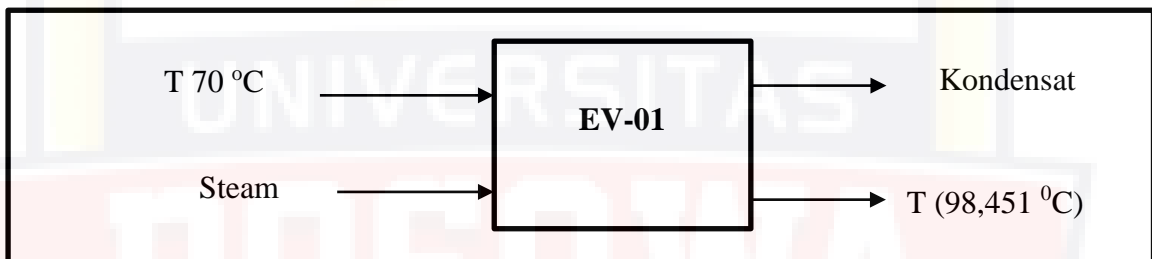
$$= -1.052.988,186 \text{ kJ/jam}$$

### Neraca Panas Total Cooler (CL-02)

Komponen	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	11.407,42678	1.116,81831
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	1.159.576,405	116.878,8279
Beban Panas	-	1.052.988,186
Total	1.170.983,832	1.170.983,832

### NERACA PANAS EVAPORATOR (EV-01)

Fungsi : Memekatkan arus *recycle* dengan menguapkan sebagian besar air (H<sub>2</sub>O) dan methanol (CH<sub>3</sub>OH)



Persamaan:  $\log P = A + B/T + C \log T + DT + ET^2$  (P, mmHg; T, K)

Komponen	A	B	C	D	E
CH <sub>3</sub> OH	45,6171	-3,24E+03	-1,40E+01	6,64E-03	-1,05E-13
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	30,6331	-3,88E+03	-7,87E+00	1,11E-09	2,59E-06
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	12,6974	-4,20E+03	3,46E-01	-7,65E-03	3,35E-06
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	2,0582	-4,19E+03	3,26E+00	-1,12E-03	5,54E-07

Yaws, Table 7.1 Vapour Pressure – Organic Compounds (hal.162-174) dan Tabel 7.2 Vapour Pressure – Inorganic Compounds (hal. 181)

### Kondisi Operasi

Kondisi operasi pada bubble point sehingga  $\Sigma Y = 1$ .

Dengan trial & error diperoleh kondisi operasi.

$$T = 371,4510781 \text{ K}$$

$$P = 0,960651382 \text{ atm}$$

Komponen	Mol (kmol)	Fraksi mol (Xi)	P (mmHg)	Ki= P/Pt	Yi= Xi.Ki
CH <sub>3</sub> OH	1,10225	0,0244599	2,41E+03	3,30E+00	8,08E-02
H <sub>2</sub> O	40,81878	9,06E-01	7,41E+02	1,01E+00	9,19E-01
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	1,522845	3,38E-02	2,09E+00	2,86E-03	9,67E-05
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	0,3905	8,67E-03	7,95E-01	1,09E-03	9,43E-06
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,229133	2,73E-02	6,55E-02	8,97E-05	2,45E-06
Total	45,06351	1			1

### Panas Masuk

$$T \text{ masuk} = 70 \text{ }^\circ\text{C} = 343 \text{ K}$$

$$T \text{ ref} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

Menghitung  $\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT$ :

$$\begin{aligned} \int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ CH}_3\text{OH} &: A(T - T_{\text{ref}}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{\text{ref}}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{\text{ref}}^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_{\text{ref}}^4) \\ &= 40,152(343 - 298) + \frac{3,1036E-01}{2}(343^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{-1,0291E-03}{3}(343^3 - 298^3) + \frac{1,4598E-06}{4}(343^4 - 298^4) \\ &= 3.691,596124 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{O} = 3.385,177224 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 10.119,81496 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 = 13.818,45657 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{\text{ref}}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{SO}_4 = 6.438,899513 \text{ kJ/kmol}$$

Maka panas yang masuk :

$$Q = m C_p dT$$

$$\begin{aligned} Q \text{ CH}_3\text{OH} &= 1,10225 \text{ kmol/jam} \times 3.691,596124 \text{ kJ/kmol} \\ &= 4.069,061828 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ H}_2\text{O} &= 40,81877778 \text{ kmol/jam} \times 3.385,177224 \text{ kJ/kmol} \\ &= 138.178,7969 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 1,522844595 \text{ kmol/jam} \times 10.119,81496 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 15.410,9055 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 = 0,3905 \text{ kmol/jam} \times 13.818,45657 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 5.396,107292 \text{ kJ/jam}$$

$$Q \text{ H}_2\text{SO}_4 = 1,229132653 \text{ kmol/jam} \times 6.438,899513 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 7.914,261641 \text{ kJ/jam}$$

Panas umpan evaporator :

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	1,10225	3.691,596124	4.069,061828
H <sub>2</sub> O	40,81877778	3.385,177224	138.178,7969
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	1,522844595	10.119,81496	15.410,9055
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,3905	13.818,45657	5.396,107292
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,229132653	6.438,899513	7.914,261641
Total			170.969,1331

Menentukan panas penguapan evaporator

Komponen	Hv (kJ/kmol)
CH <sub>3</sub> OH	34.750
H <sub>2</sub> O	40.850

Geankoplis, hal 857, Appendix A2-9

$$Q_{\text{uap}} \text{ CH}_3\text{OH} = \text{mol CH}_3\text{OH} \times \text{Hv CH}_3\text{OH}$$

$$= 1,10225 \text{ kmol/jam} \times 34.750 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 38.303,1875 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{uap}} \text{ H}_2\text{O} = \text{mol H}_2\text{O} \times \text{Hv H}_2\text{O}$$

$$= 40,81877778 \text{ kmol/jam} \times 40.850 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 1.584.076,761 \text{ kJ/jam}$$

Maka panas penguapan evaporator:

Komponen	m (kmol/jam)	Hv (kJ/kmol)	Q <sub>v</sub> (kJ/jam)
CH <sub>3</sub> OH	1,10225	34.750	38.303,1875
H <sub>2</sub> O	40,81877778	40.850	1.584.076,761
Total			1.622.380,548

### Panas Keluar

$$T_{out} = 98,451^{\circ}\text{C} = 371,451 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Menghitung  $\int_{T_{ref}}^T C_p dT$ :

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) \\ &\quad + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\ &= -105,627 (371,451 - 298) + \frac{1,984}{2} (371,451^2 - 298^2) \\ &\quad - \frac{0,0038847}{3} (371,451^3 - 298^3) + \frac{2,8513E-06}{4} (371,451^4 - 298^4) \\ &= 16.871,36436 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{O} = 5.526,151036 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 = 56.115,87836 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{SO}_4 = 10.637,57015 \text{ kJ/kmol}$$

Maka panas yang keluar :

$$Q = m C_p dT$$

$$\begin{aligned} Q \text{ H}_2\text{O} &= 2,040888889 \text{ kmol/jam} \times 5.526,151036 \text{ kJ/kmol} \\ &= 11.278,26025 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= 1,522847973 \text{ kmol/jam} \times 16.871,36436 \text{ kJ/kmol} \\ &= 25.692,52302 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 &= 0,3905 \text{ kmol/jam} \times 56.115,87836 \text{ kJ/kmol} \\ &= 8.915,501086 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ H}_2\text{SO}_4 &= 1,229132653 \text{ kmol/jam} \times 10.637,57015 \text{ kJ/kmol} \\ &= 13.074,98482 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas keluar evaporator :

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	2,040888889	5.526,151036	11.278,26025
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	1,522844595	16.871,36436	25.692,52302
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,3905	56.115,87836	8.915,501086
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,229132653	10.637,57015	13.074,98482
Total			58.961,26917

$$Q_s = Q_{out} + Q_v - Q_{in}$$

$$Q_s = (58.961,26917 + 289.792,9434 + 170.969,1331) \text{ kJ/jam}$$

$$= 1.510.372,085 \text{ kJ/jam}$$

Sebagai media pemanas digunakan saturated *steam* dengan temperatur 110°C

Dari tabel *steam*, untuk saturated *steam* pada T = 110°C diperoleh data :

$$\text{Panas laten, } \lambda = 2.358,47 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_s = W_s \times \lambda$$

$$W_s = Q_s / \lambda$$

$$= \frac{1510372,085 \text{ kJ/jam}}{2358,47 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 640,4033482 \text{ kg/jam steam}$$

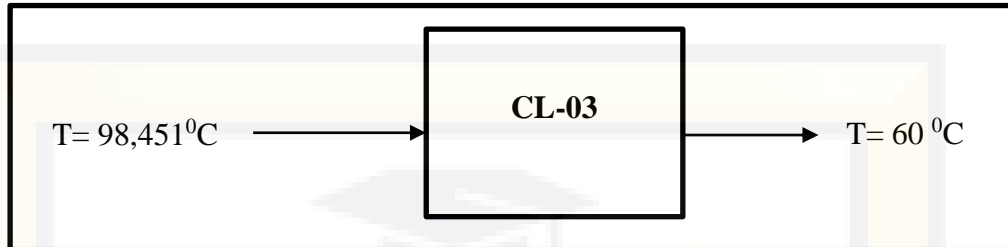
Neraca Panas Total Evaporator

Komponen	Masuk (kJ/jam)	Keluar (kJ/jam)	
		Hasil Atas	Hasil Bawah
CH <sub>3</sub> OH	4.069,061828	38.303,1875	-
H <sub>2</sub> O	138.178,7969	1.584.076,761	11.278,26025
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	15.410,9055	-	25.692,52302
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	5.396,107292	-	8.915,501086
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	7.914,261641	-	13.074,98482
<i>Steam</i>	1.510.372,085	-	-
Total	1.681.341,218	1.681.341,218	



### NERACA PANAS COOLER (CL-03)

Fungsi : Menurunkan suhu produk bawah evaporator dari 98,451°C menjadi 60 °C dengan menggunakan pendingin air



Kondisi operasi:

- Suhu masuk = 98,451°C
- Suhu keluar = 60 °C

#### Panas Masuk

$$T_{in} = 98,451^{\circ}\text{C} = 371,451 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Panas keluar evaporator :

Komponen	m (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Q (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	2,040888889	5.526,151036	11.278,26025
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	1,522844595	16.871,36436	25.692,52302
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,3905	56.115,87836	8.915,501086
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	1,229132653	10.637,57015	13.074,98482
Total			58.961,26917

$$Q_{umpan} = 58.961,26917 \text{ kJ/jam}$$

#### Panas Keluar:

$$T_{keluar} = 60^{\circ}\text{C} = 333 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

Menghitung  $\int_{T_{ref}}^T C_p dT$ :

$$\begin{aligned} \int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{O} &: A (T - T_{ref}) + \frac{B}{2} (T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3} (T^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4} (T^4 - T_{ref}^4) \\ &= 92,053 (333 - 298) + \frac{-3,9953E-02}{2} (333^2 - 298^2) + \\ &\quad \frac{-2,1102E-04}{3} (333^3 - 298^3) + \frac{5,3469E-07}{4} (333^4 - 298^4) \\ &= 2.634,270736 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} = 7.807,269973 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 = 10.700,90121 \text{ kJ/kmol}$$

$$\int_{T_{ref}}^T C_p dT \text{ H}_2\text{SO}_4 = 4.985,110984 \text{ kJ/kmol}$$

Panas yang keluar dari (CL-03)

$$Q = m C_p dT$$

$$\begin{aligned} Q \text{ H}_2\text{O} &= 2,040 \text{ kmol/jam} \times 2.634,270736 \text{ kJ/kmol} \\ &= 5.373,912302 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O} &= 1,522 \text{ kmol/jam} \times 7.807,269973 \text{ kJ/kmol} \\ &= 11.882,6649 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ C}_6\text{H}_4(\text{COOCH}_3)_2 &= 0,390 \text{ kmol/jam} \times 10.700,90121 \text{ kJ/kmol} \\ &= 4.173,351471 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q \text{ H}_2\text{SO}_4 &= 1,229 \text{ kmol/jam} \times 4.985,110984 \text{ kJ/kmol} \\ &= 6.126,701399 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$Q_{\text{keluar}} = 27.571,57737 \text{ kJ/jam}$$

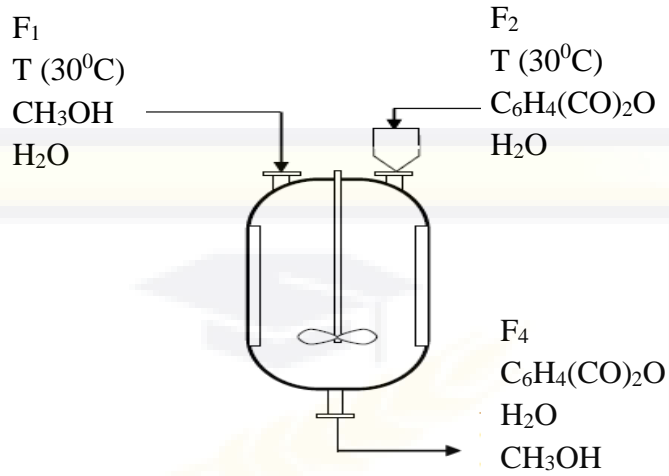
$$\begin{aligned} \text{Beban panas} &= Q_{\text{keluar}} - Q_{\text{masuk}} \\ &= (27571,57737 - 58961,26917) \text{ kJ/jam} \\ &= -31.389,6918 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**Neraca Panas Total Cooler (CL-03)**

Komponen	Masuk (Kj/jam)	Keluar (Kj/jam)
H <sub>2</sub> O	11.278,26025	5.373,912302
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	25.692,52302	11.882,6649
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	8.915,501086	4.173,351471
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	13.074,98482	6.126,701399
Beban Panas	-	31.389,6918
Total	58.961,26917	58.961,26917

## LAMPIRAN SPESIFIKASI ALAT

### MIXER (M-01)



Tugas	Mencampur ftalat anhidrida ( $\text{C}_6\text{H}_4(\text{CO})_2\text{O}$ ) dan metanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ )
Jenis	Tangki Berpengaduk
Lokasi	Outdoor
Kondisi operasi	Suhu $30^{\circ}\text{C}$ tekanan atmosferik
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 167 tipe 309
Diameter	2,286 m
Tinggi	3,0702 m
Waktu tinggal	1 jam
Volume cairan dalam head	1,21990037 $\text{m}^3$
Volume cairan dalam shell	7,522854473 $\text{m}^3$
Tinggi cairan dalam shell	1,833836244 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal head	3/16 in
Jenis pengaduk	Flat blade turbine, 4 baffle, 6 blade
Diameter impeller	0,762 m
Tinggi blade	0,1524 m
Lebar baffle	0,1905 m
Daya motor	7,5 Hp

Kondisi operasi :

- Suhu (T) = 30 °C

- Tekanan (P) = 1 atm

Menentukan dimensi

Komponen	Laju (kg/jam)	Xi	$\rho_i$ (kg/L)	$\rho_i \cdot x_i$ (kg/L)
CH <sub>3</sub> OH	2.509,498	0,301	0,78281	0,2364048
H <sub>2</sub> O	2,826	0,00034	1,02301	0,0003479
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	5.797,407	0,697	1,02301	0,713718
Total	8.309,732	1		0,9504707

Volume mixer

$\rho$  campuran = 0,9504707 kg/L

M = 8.309,732 kg/jam

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{M}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= \frac{8309,732 \text{ kg/jam}}{0,9504707 \text{ kg/L}} \\ &= 8.742,754843 \text{ L/jam} \\ &= 8,742754843 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Waktu tinggal diambil 1 jam

$\tau$  = 1 jam

$$V = \frac{F_v}{\tau} = \frac{8,742754843 \text{ m}^3/\text{jam}}{1 \text{ jam}} = 8,742754843 \text{ m}^3$$

a. Diameter dan Tinggi

Mixer berbentuk silinder tegak dengan asumsi D:H = 1:1

$V_{\text{head}} = 0,00049 D^3$  (Brownell and Young, 1959 hal 88)

Dimana V dalam ft<sup>3</sup> dan D dalam in.

Jika D dirubah dalam satuan m dan volume m<sup>3</sup>, maka:

$V_{\text{head}} = 0,084672 D^3$

Terdiri dari 2 head yaitu tutup atas dan tutup bawah

$2 V_{\text{head}} = 0,169344 D^3$

$$2 V_{head} = 0,169344D^3 + 2 \frac{\pi D^2 s f}{4}$$

$$V_R = V_{shell} + 2 V_{head}$$

Volume cairan dalam *mixer*

$$V_L = 8,742754843 \text{ m}^3$$

Over design = 20% (faktor keselamatan)

$$V_R = 1,2 \times V_L$$

$$= 10,49130581 \text{ m}^3$$

$$= 2.771,509239 \text{ gal}$$

Dari Silla, tabel 7.3 hal 383. Diperoleh diameter dan tinggi mixer berdasarkan kapasitas volume. Untuk volume mixer 2.771,509239 gallon dengan maksimum kapasitas 3000 gallon, dipilih:

$$D = 90 \text{ in} = 2,286 \text{ m}$$

$$H = 90 \text{ in} = 2,286 \text{ m}$$

b. Tebal Dinding

Bahan konstruksi yang digunakan stainless steel SA 167 tipe 309 (Brownell and Young hal 342) yang memiliki tegangan maksimal ( $f$ ) = 18750 psia. Jenis sambungan yang dipakai adalah double welded butt joint dengan efisiensi sambungan  $E = 80\%$ . Dengan  $r_i$  = radius dalam shell

Faktor korosi ( $C$ ) = 0,125 in (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, ed V).

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young hal 254

$$t_s = \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + C$$

Dengan:

$$P_{perancangan} = 14,7 \text{ psia}$$

$$r_i = 45 \text{ in}$$

$$t_s = \frac{(14,7 \text{ psia})(45 \text{ in})}{(18750 \text{ psia})(0,8) - 0,6(14,7 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,169125946 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding standar 3/16 in atau 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

c. Tebal *head*

Pemilihan head berdasarkan tekanan operasi (1 atm = 14,7 psia), maka jenis head yang dipilih adalah torispherical dished head karena memiliki tekanan operasi dengan range 15-200 psig (Brownell and Young, hal 88).

Bahan konstruksi yang digunakan stainless steel SA 167 tipe 309 (Brownell and Young hal 342) yang memiliki tegangan maksimal ( $f$ ) = 18750 psia.

Jenis sambungan yang dipakai adalah double welded butt joint dengan efisiensi sambungan  $E = 80\%$ .

Faktor korosi ( $C$ ) = 0,125 in (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, ed V).

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell and Young hal 258

$$th = \frac{0,885 P ri}{f E - 0,1 P} + C$$

Dengan:

$P_{perancangan} = 14,7$  psia

$ri = 45$  in

$$th = \frac{0,885 (14,7 \text{ psia}) (45 \text{ in})}{(18750 \text{ psia}) (0,8) - 0,1 (14,7 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$th = 0,0346954$  in

dipilih tebal dinding standar 3/16 in atau 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

d. Tinggi *head*

Keterangan:

icr : inside-corner radius

sf : straight flange

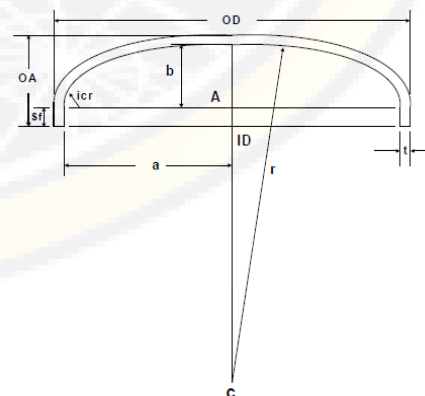
$r$  : radius of dish

OD : outside diameter

$b$  : depth of dish (inside)

$a$  : inside radius

ID : inside diameter



Dari tabel 5.7 Brownell and Young untuk tebal 1/4 in, sf antara 1,5-2,5 in

Dipilih  $sf = 2$  in, sehingga diperoleh:

$$icr = 5,5 \text{ in}$$

$$r = 90 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 90/2 \text{ in} = 45 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 90 \text{ in} - (84,5^2 - 39,5^2)^{0,5} \text{ in}$$

$$= 15,30 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (45 - 5,5) \text{ in} = 39,5 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= (90 - 5,5) \text{ in} = 84,5 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$= (0,1875 + 15,30 + 2) \text{ in}$$

$$= 15,438 \text{ in}$$

$$= 0,3921 \text{ m (tinggi head)}$$

e. Volume cairan dalam *head*

$$\begin{aligned} V_{\text{head}} &= 0,084672 D^3 + \frac{\pi D^2 sf}{4} \\ &= 0,084672 (2,286)^2 + \frac{\pi (2,286)^2 0,0508}{4} \\ &= 1,21990037 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

f. Tinggi cairan

Luas penampang:

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} (2,286)^2$$

$$A = 4,10224986 \text{ m}^2$$

Volume head:

$$V_{\text{head}} = 1,21990037 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan dalam mixer} = 8,742754843 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan dalam shell} = \text{volume larutan dalam mixer} - V_{\text{head}}$$

$$= (8,742754843 \text{ m}^3 - 1,21990037 \text{ m}^3)$$

$$= 7,522854473 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam shell} = \frac{\text{volume larutan}}{\text{luas penampang}}$$

$$= \frac{7,522854473 \text{ m}^3}{4,10224986 \text{ m}^2}$$

$$= 1,833836244 \text{ m}$$

g. Tinggi mixer

$$T_{\text{mix}} = H + 2 (\text{tinggi head})$$

$$= 2,286 \text{ m} + 2 (0,3921 \text{ m})$$

$$= 3,0702 \text{ m}$$

## Perancangan Pengaduk

Data viskositas masing-masing komponen

$$T_{in} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \text{ (cP)}$$

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	-9,0562	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	-25,1512	5,04E+03	4,20E-02	-2,49E-05

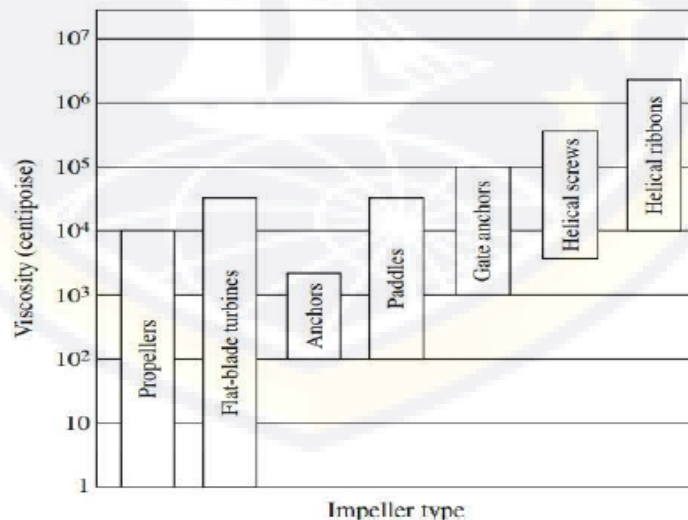
(Yaws, 1999)

Komponen	Laju (kg/jam)	Xi	$\mu$ (cP)	Xi. $\mu$ (cP)
CH <sub>3</sub> OH	2509,498	0,301995	0,5060	0,152809
H <sub>2</sub> O	2,826	0,00034	0,8177	0,000278
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	5797,407	0,697665	79,5243	55,4813
Total	8309,731	1		55,63439

### a. Jenis pengaduk

$$\begin{aligned} \text{Viskositas campuran } (\mu) &= 55,63439 \text{ cP} \\ &= 0,03738 \text{ lbm/ft.s} \\ &= 0,05562 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Pemilihan jenis pengaduk menggunakan grafik:

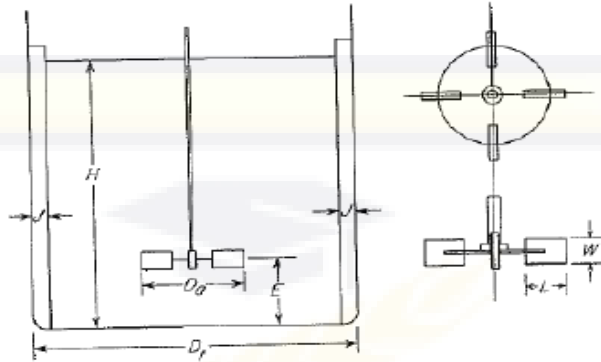


(Holland, F.A dan F.S., Chapman, Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks, 1966)



Dipilih jenis pengaduk flat blade turbines.

Dipilih jenis pengaduk flat blade turbines dengan 6 blade dan 4 baffle.



Dimana:

Da = diameter pengaduk

Dt = diameter mixer (diameter dalam)

W = tinggi blade

J = lebar baffle

H = tinggi shell

E = jarak pengaduk dari dasar mixer

L = panjang blade

(Mc Cabe and Smith, 1993)

b. Perhitungan dimensi pengaduk

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3}; \frac{E}{Dt} = \frac{1}{3}; \frac{W}{Da} = \frac{1}{5}; \frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}; \frac{L}{Da} = \frac{1}{4} \quad (\text{Mc Cabe and Smith, 1993})$$

dengan Dt = ID = 2,286 m = 90 in

Da = 0,762 m = 2,50000008 ft

L = 0,1905 m = 0,62500002 ft

J = 0,1905 m = 0,62500002 ft

E = 0,762 m = 2,50000008 ft

W = 0,1524 m = 0,500000016 ft

c. Jumlah pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{\text{WELH}}{D} \quad (\text{pers 8.9 – Rase, 1977})$$

dengan,

WELH = water equivalent liquid high =  $Z_1 \cdot \text{sg}$

D = diameter dalam mixer, in = 90 in

sg = *specific gravity* =  $\frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air pada } 30^\circ \text{C}}$   
 $= \frac{0,950470664 \text{ kg/L}}{1,023 \text{ kg/L}} = 0,929101333$

$Z_1$  = tinggi cairan pada bagian shell + tinggi head, in  
 $= 1,833836244 \text{ m} + 0,3921 \text{ m}$   
 $= 2,225936244 \text{ m}$   
 $= 87,635 \text{ in}$

WELH =  $0,929101333 \times 87,635 \text{ in}$   
 $= 81,42206031 \text{ in}$

Jumlah pengaduk =  $\frac{81,42206031 \text{ in}}{90 \text{ in}}$   
 $= 0,904689559 \approx 1$

d. Putaran pengaduk

Dari tabel 8.2 hal 338 Howard F. Rase, diketahui kecepatan perputaran untuk pengaduk tipe flat blade adalah 600 – 900 fpm, dipilih 600 fpm.

$$\frac{\text{WELH}}{2Da} = \left( \frac{\pi Da N}{600} \right)^2 \quad (\text{pers 8.8 – Rase, 1977})$$

$$N = \frac{600}{\pi Da} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2Da}}$$

$$= \frac{600}{(3,14)(2,5ft)} \sqrt{\frac{81,4220603 \text{ in}}{2(30 \text{ in})}}$$

$$= 89,03832848 \text{ rpm}$$

Diambil kecepatan standar:

$$N = 84 \text{ rpm} = 1,4 \text{ rps}$$

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Da^2 N \rho}{\mu}$$

(hal 354 – Rase, 1977)

dengan,

$\rho$  = rapat massa campuran, kg/m<sup>3</sup>

N = kecepatan pengadukan, putaran/detik

Da = diameter impeller, m

$\mu$  = viskositas campuran, kg/m.detik

$$Re = \frac{(0,762 \text{ m})^2 (1,4 \text{ rps}) (950,4706639 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}{0,05562 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 13891,39021$$

Dari fig 8.8 - Rase, 1977 untuk Nre dari 100 s/d 10<sup>7</sup> Np sebesar 5,5.

$$Np = 5,5$$

f. Power pengaduk

$$Hp = 3,52 \times 10^{-3} Np \rho \left(\frac{N}{60}\right)^3 \left(\frac{Da}{12}\right)^5$$

dengan,

$$Np = \text{power number} = 5,5$$

$\rho$  = densitas, kg/L = 0,950 kg/L

N = putaran pengaduk, rpm = 84 rpm

Da = diameter impeller, in = 30 in

$$Hp = 3,52 \times 10^{-3} (5,5) (0,950 \text{ kg/L}) \left(\frac{84 \text{ rpm}}{60}\right)^3 \left(\frac{30 \text{ in}}{12}\right)^5$$

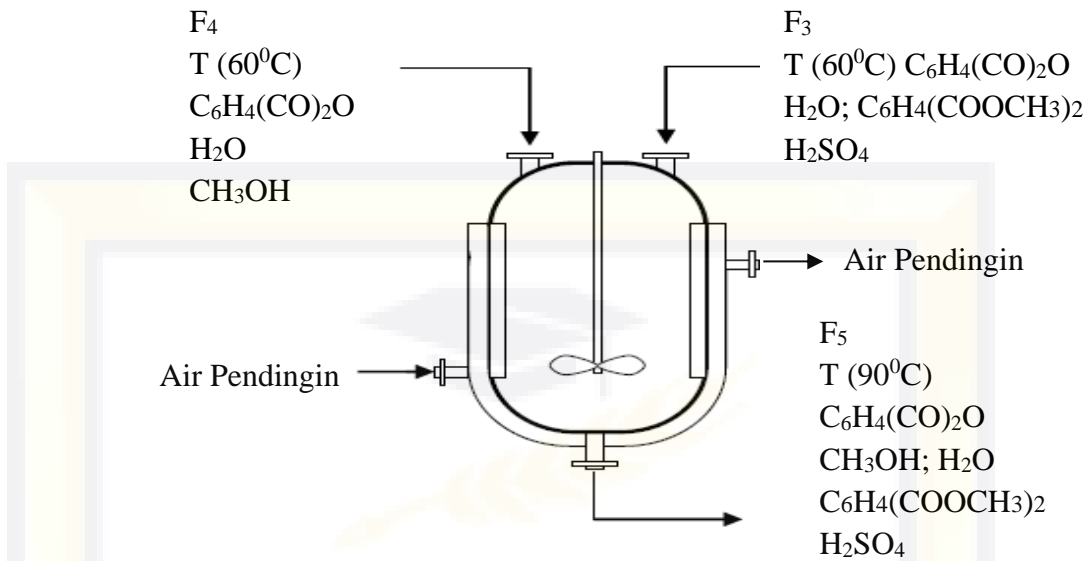
$$Hp = 4,930922995$$

$$\text{Motor} = 1,1 \times (4,930922995) + 0,5$$

$$= 5,924015295 \text{ Hp}$$

Digunakan daya motor standar = 7,5 Hp

### REAKTOR (R-01)



Tugas	Mereaksikan ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) dan metanol ( $CH_3OH$ ) menjadi dimetil falatat ( $C_6H_4(COOCH_3)_2$ ) dan air ( $H_2O$ ) dengan bantuan katalis asam sulfat ( $H_2SO_4$ )
Jenis	Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
Kondisi operasi	Non-isotermal dan non-adiabatik pada tekanan 3 atm dengan suhu masuk $60\text{ }^\circ\text{C}$ dan suhu keluar $90\text{ }^\circ\text{C}$
Bahan konstruksi	<i>Stainless steel SA 167 tipe 309</i>
Diameter	2,286 m
Tinggi	3,18389 m
Tebal shell	3/8 in
Tebal head	3/8 in
Jenis pengaduk	Flat blade turbine, 4 baffle, 6 blade
Diameter impeller	0,762 m
Tinggi blade	0,1524 m
Lebar baffle	0,1905 m
Daya motor	15 Hp
Luas perpindahan panas (A)	$98,3075796\text{ m}^2$
Tebal Jacket	0,759968639 m

Kondisi operasi:

- Suhu masuk (Tin) = 60 °C
- Suhu keluar (Tout) = 90 °C
- Tekanan (P) = 3 atm

Menghitung jumlah pendingin

Pendingin = Air

Suhu masuk = 30 °C

Suhu keluar = 50 °C

Kebutuhan air pendingin dihitung dengan menggunakan rumus:

$$W_a = \frac{Q}{C_p \Delta T}$$

dengan,

W<sub>a</sub> = jumlah air pendingin, kg/jam

Q = jumlah panas diserap, kJ/jam

C<sub>p</sub> = panas jenis pendingin = 4,1868 kJ/kg.°C

ΔT = beda suhu pendingin = 20 °C

$$W_a = \frac{2803920,606 \text{ kJ/jam}}{4,1868 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \cdot \text{°C} (20^\circ\text{C})}$$

$$W_a = 33485,24656 \text{ kg/jam}$$

Mencari volume reaktor

Komponen	Laju (kg/jam)	X <sub>i</sub>	ρ <sub>i</sub> (kg/L)	ρ <sub>i</sub> .x <sub>i</sub> (kg/L)
CH <sub>3</sub> OH	2.509,498	0,286	0,7541	0,215673
H <sub>2</sub> O	38,863	0,004	0,995	0,00398
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	6.022,782	0,686	1,2711	0,871975
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>2</sub>	75,757	0,008	1,1563	0,00925
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	120,455	0,013	1,7019	0,022125
Total	8.767,364	1		1,123002

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{M}{\rho_{\text{campuran}}} \\ &= \frac{8767,364 \text{ kg/jam}}{1,123002 \text{ kg/L}} \\ &= 7.807,075729 \text{ L/jam} \\ &= 7,807075729 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

## Dimensi Reaktor

### a. Diameter dan tinggi

Mixer berbentuk silinder tegak dengan asumsi D:H = 1:1

$$V_{head} = 0,00049 D^3 \text{ (Brownell and Young, 1959 hal 88)}$$

Dimana V dalam ft<sup>3</sup> dan D dalam in.

Jika D dirubah dalam satuan m dan volume m<sup>3</sup>, maka:

$$V_{head} = 0,084672 D^3$$

Terdiri dari 2 *head* yaitu tutup atas dan tutup bawah

$$2 V_{head} = 0,169344 D^3 \text{ (tanpa sf)}$$

Dengan sf

$$2 V_{head} = 0,169344 D^3 + 2 \frac{\pi D^2 s f}{4}$$

$$V_R = V_{shell} + 2 V_{head}$$

Volume cairan dalam *mixer*

$$V_L = 7,807075729 \text{ m}^3$$

Over design = 20% (faktor keselamatan)

$$\begin{aligned} V_R &= 1,2 \times V_L \\ &= 1,2 \times 7,807075729 \text{ m}^3 \\ &= 9,368490875 \text{ m}^3 \\ &= 2.474,892971 \text{ gal} \end{aligned}$$

Dari Silla, tabel 7.3 hal 383. Diperoleh diameter dan tinggi reaktor berdasarkan kapasitas volume. Untuk volume mixer 2.474,892971 gallon dengan maksimum kapasitas 3000 gallon, dipilih:

$$D = 90 \text{ in} = 2,286 \text{ m}$$

$$H = 90 \text{ in} = 2,286 \text{ m}$$

### b. Tekanan perancangan

$$\begin{aligned} P_{perancangan} &= 3 \text{ atm} \\ &= 44,08 \text{ psia} \end{aligned}$$

c. Tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan stainless steel SA 167 tipe 309 (Brownell and Young hal 342) yang memiliki tegangan maksimal ( $f$ ) = 18.750 psia. Jenis sambungan yang dipakai adalah double welded butt joint dengan efisiensi sambungan  $E = 80\%$ .

Faktor korosi ( $C$ ) = 0,125 in (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, ed V).

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young hal 254

$$t_s = \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + C$$

Dengan:

Pperancangan = 44,08 psia

$r_i$  = 45 in

$$t_s = \frac{(44,08 \text{ psia})(45 \text{ in})}{(18750 \text{ psia})(0,8) - 0,6(44,08 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$t_s = 0,257473577 \text{ in}$

dipilih tebal dinding standar 3/8 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

d. Tebal head

Bahan konstruksi yang digunakan stainless steel SA 167 tipe 309

Dari tabel 5.7 Brownell and Young untuk OD = 90 in

$i_c r = 5,5 \text{ in}$ ;  $r_i = 90 \text{ in}$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell and Young hal 258

$$t_h = \frac{0,885 P r_i}{f E - 0,1 P} + C$$

Dengan:

Pperancangan = 44,08 psia

$r_i$  = 45 in

$$t_h = \frac{0,885(44,08 \text{ psia})(45 \text{ in})}{(18750 \text{ psia})(0,8) - 0,1(44,08 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$t_h = 0,242066802 \text{ in}$

dipilih tebal dinding standar 3/8 in atau 0,375 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

e. Tinggi head

Dari tabel 5.7 Brownell and Young untuk tebal 7/16 in, sf antara 1,5-3 in

Dipilih sf = 2 in, sehingga diperoleh:

$$\text{icr} = 5,5 \text{ in}$$

$$r = 90 \text{ in}$$

$$a = \text{ID}/2 = 90/2 \text{ in} = 45 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= (45 - 5,5) \text{ in} = 39,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= (90 - 5,5) \text{ in} = 84,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ &= 90 \text{ in} - (84,5^2 - 39,5^2)^{0,5} \text{ in} \\ &= 15,30 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OA} &= \text{th} + b + \text{sf} \\ &= (0,375 + 15,30 + 2) \text{ in} \\ &= 17,675 \text{ in} \\ &= 0,448945 \text{ m (tinggi head)} \end{aligned}$$

f. Volume reaktor

$$V_R = \frac{\pi D^2 H}{4} + 0,169344 D^3 + 2 \frac{\pi D^2 \text{sf}}{4}$$

$$V_R = \frac{\pi(2,286 \text{ m})^2(2,286 \text{ m})}{4} + 0,169344(2,286 \text{ m})^3 + 2 \frac{\pi(2,286)^2(0,0508 \text{ m})}{4}$$

$$V_R = 11,53349055 \text{ m}^3$$

g. Volume cairan dalam head

$$\begin{aligned} V_{\text{head}} &= 0,084672 D^3 + \frac{\pi D^2 \text{sf}}{4} \\ &= 0,084672 (2,286)^3 + \frac{\pi(2,286)^2 0,0508}{4} \\ &= 1,21990037 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



h. Tinggi cairan

Luas penampang reaktor:

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} (2,286)^2$$

$$A = 4,10224986 \text{ m}^2$$

Volume head:

$$V_{\text{head}} = 1,21990037 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume cairan dalam mixer} = 7,807075729 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan dalam shell} &= \text{volume larutan dalam mixer} - V_{\text{head}} \\ &= (7,807075729 \text{ m}^3 - 1,21990037 \text{ m}^3) \end{aligned}$$

$$= 6,587175359 \text{ m}^3$$

$$\text{Tinggi cairan dalam shell} = \frac{\text{volume larutan}}{\text{luas penampang}}$$

$$= \frac{6,587175359 \text{ m}^3}{4,10224986 \text{ m}^2}$$

$$= 1,605746989 \text{ m}$$

i. Tinggi reaktor

$$t_R = H + 2 (\text{tinggi head})$$

$$= 2,286 + 2 (0,448945)$$

$$= 3,18389 \text{ m}$$

### Perancangan pengaduk

Data viskositas masing-masing komponen

$$T_{in} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \text{ (cP)}$$

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	-9,0562	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	-25,1512	5,04E+03	4,20E-02	-2,49E-05
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	-15,0712	3,01E+03	2,56E-02	-1,66E-05
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-18,7045	3,4962E+03	3,3080E-02	-1,7018E-05

(Yaws, 1999)

Komponen	Laju (kg/jam)	Xi	$\mu$ (cP)	Xi. $\mu$ (cP)
CH <sub>3</sub> OH	2509,498	0,286	0,2645	0,07565
H <sub>2</sub> O	38,863	0,004	0,3118	0,00125
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	6022,782	0,686	4,7072	3,22914
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	75,757	0,008	2,1389	0,01711
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	120,455	0,013	4,9261	0,06404
Total	8767,364	1		3,38718

a. Jenis Pengaduk

$$\begin{aligned} \text{Viskositas campuran } (\mu) &= 3,38718 \text{ cP} \\ &= 0,00227 \text{ lbm/ft.s} \\ &= 0,00337 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

Pemilihan jenis pengaduk menggunakan grafik Holland, F.A dan F.S., Chapman, Liquid Mixing and Processing in Stirred Tanks, 1966)

Dipilih jenis pengaduk flat blade turbines.

Dipilih jenis pengaduk flat blade turbines dengan 6 blade dan 4 baffle.

b. Perhitungan dimensi pengaduk

$$\frac{Da}{Dt} = \frac{1}{3}; \frac{E}{Dt} = \frac{1}{3}; \frac{W}{Da} = \frac{1}{5}; \frac{J}{Dt} = \frac{1}{12}; \frac{L}{Da} = \frac{1}{4} \quad (\text{Mc Cabe and Smith, 1993})$$

dengan Dt = ID = 2,286 m = 90 in

$$Da = 0,762 \text{ m} = 2,50000008 \text{ ft}$$

$$L = 0,1905 \text{ m} = 0,62500002 \text{ ft}$$

$$J = 0,1905 \text{ m} = 0,62500002 \text{ ft}$$

$$E = 0,762 \text{ m} = 2,50000008 \text{ ft}$$

$$W = 0,1524 \text{ m} = 0,500000016 \text{ ft}$$

c. Jumlah pengaduk

$$\text{Jumlah pengaduk} = \frac{WELH}{D} \quad (\text{pers 8.9 – Rase, 1977})$$

dengan,

$$WELH = \text{water equivalent liquid high} = ZI.sg$$

$$D = \text{diameter dalam mixer, in} = 90 \text{ in}$$

$$sg = \text{specific gravity} = \frac{\rho \text{ campuran}}{\rho \text{ air pada } 30^\circ \text{ C}}$$

$$= \frac{1,1230023 \text{ kg/L}}{1,023 \text{ kg/L}} = 1,097753959$$

$$\begin{aligned} Z_1 &= \text{tinggi cairan pada bagian shell} + \text{tinggi head, in} \\ &= 1,605746989 \text{ m} + 0,44894 \text{ m} \\ &= 2,054691989 \text{ m} \\ &= 80,893 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{WELH} &= 1,097753959 \times 80,893 \text{ in} \\ &= 88,800611 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pengaduk} &= \frac{88,800611 \text{ in}}{90 \text{ in}} \\ &= 0,986673456 \approx 1 \end{aligned}$$

d. Putaran pengaduk

Dari tabel 8.2 hal 338 Howard F. Rase, diketahui kecepatan perputaran untuk pengaduk tipe flat blade adalah 600 – 900 fpm, dipilih 600 fpm.

$$\frac{\text{WELH}}{2Da} = \left( \frac{\pi Da N}{600} \right)^2 \quad (\text{pers 8.8 – Rase, 1977})$$

$$N = \frac{600}{\pi Da} \sqrt{\frac{\text{WELH}}{2Da}}$$

$$= \frac{600}{(3,14)(2,5ft)} \sqrt{\frac{88,800611 \text{ in}}{2(30 \text{ in})}}$$

$$= 92,98522184 \text{ rpm}$$

Diambil kecepatan standar:

$$N = 100 \text{ rpm} = 1,6 \text{ rps}$$

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Da^2 N \rho}{\mu} \quad (\text{hal 354 – Rase, 1977})$$

dengan,

$\rho$  = rapat massa campuran,  $\text{kg/m}^3$

$N$  = kecepatan pengadukan, putaran/detik

$Da$  = diameter impeller, m

$\mu$  = viskositas campuran,  $\text{kg/m}\cdot\text{detik}$

$$Re = \frac{(0,762 \text{ m})^2 (1,6 \text{ rps}) (1,1230023 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}{0,00337 \text{ kg/m.s}}$$

$$Re = 309585,5418$$

Dari fig 8.8 - Rase, 1977 untuk Nre dari 100 s/d  $10^7$  Np sebesar 5,5.

$$Np = 5,5$$

f. Power pengaduk

$$Hp = 3,52 \times 10^{-3} Np \rho \left(\frac{N}{60}\right)^3 \left(\frac{Da}{12}\right)^5$$

dengan,

$$Np = \text{power number} = 5,5$$

$$\rho = \text{densitas, kg/L} = 1,1230023 \text{ kg/L}$$

$$N = \text{putaran pengaduk, rpm} = 100 \text{ rpm}$$

$$Da = \text{diameter impeller, in} = 30 \text{ in}$$

$$Hp = 3,52 \times 10^{-3} (5,5) (1,1230023 \text{ kg/L}) \left(\frac{100 \text{ rpm}}{60}\right)^3 \left(\frac{30 \text{ in}}{12}\right)^5$$

$$Hp = 9,829519553$$

$$\text{Motor} = 1,1 \times (9,829519553) + 0,5$$

$$= 11,31247151$$

Digunakan daya motor standar = 15 Hp

### Perancangan pendingin

Fungsi : Mengatur suhu keluaran reaktor 90 oC

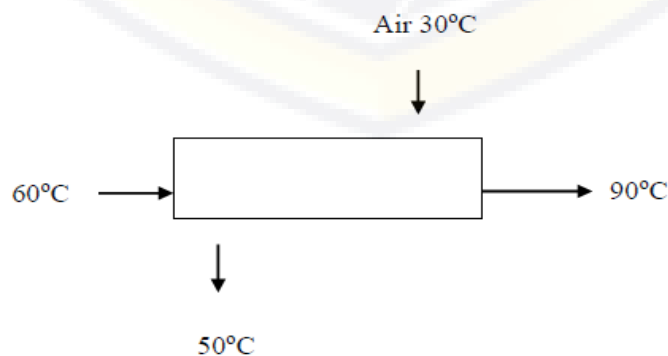
Pendingin = Air

Suhu masuk = 30 °C

Suhu keluar = 50 °C

Panas yang ditransfer (Q) = 2803920,606 kJ

= 2657603,9543661 BTU/jam



- a. Kebutuhan air pendingin

$$W_a = \frac{Q}{C_p \Delta T}$$

dengan,

$W_a$  = jumlah air pendingin, kg/jam

$Q$  = jumlah panas diserap, kJ/jam

$C_p$  = panas jenis pendingin = 4,1868 kJ/kg.°C

$\Delta T$  = beda suhu pendingin = 20 °C

$$W_a = \frac{2803920,606 \text{ kJ/jam}}{4,1868 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} (20^\circ\text{C})}$$

$$W_a = 33.485,24656 \text{ kg/jam}$$

- b. Kecepatan volumetrik pendingin

$$q_a = \frac{W_a}{\rho}$$

$$q_a = \frac{33485,24656 \text{ kg/jam}}{1123,0023 \text{ kg/m}^3}$$

$$q_a = 29,81761174 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

- c. Luas transfer panas

$$Q = U_D A \Delta T_{LMTD}$$

$\Delta T_{LMTD}$  = logarithmic mean temperature different, °F

$$= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$T_1 = 60^\circ\text{C} = 140^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 90^\circ\text{C} = 194^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 50^\circ\text{C} = 122^\circ\text{F}$$

$$= \frac{(140 - 122) - (194 - 86)}{\ln \frac{(140 - 122)}{(194 - 86)}} = 50,23^\circ\text{F}$$

Dari tabel 8 hal 840 Kern “*Process Heat Transfer*” untuk *heavy organics (hot fluid)* dan *water (cold fluid)*

$$U_D = 50 - 125 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$\text{Diambil } U_D = 50 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

Luas permukaan transfer panas:

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{\text{LMTD}}}$$

$$A = \frac{2657603,9543661 \text{ BTU/jam}}{50 \frac{\text{BTU}}{\text{jam}}.\text{ft}^2.\text{°F} \times 50,23\text{°F}}$$

$$A = 1058,173981 \text{ ft}^2$$

$$= 98,3075796 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan panas tangki (Luas selimut)

$$A_s = \frac{\pi}{4} D^2 + \pi D H_{\text{cairan}}$$

$$= \frac{\pi}{4} (2,286 \text{ m})^2 + \pi (2,286 \text{ m})(4,10224986 \text{ m})$$

$$= 33,54836345 \text{ m}^2$$

d. Tebal jaket

$$V_j = \theta \times q_a$$

$V_j$  = volume jaket

$$q_a = 29,81761174 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Asumsi 1 jam operasi,  $\theta = 1 \text{ jam}$

$$V_j = 29,81761174 \text{ m}^3$$

$$V_j = \frac{\pi}{4} (ID_j^2 - OD_s^2) H_{\text{cairan}}$$

$$ID_j = \sqrt{\frac{4V_j}{\pi \times H_{\text{cairan}}} + OD_s^2}$$

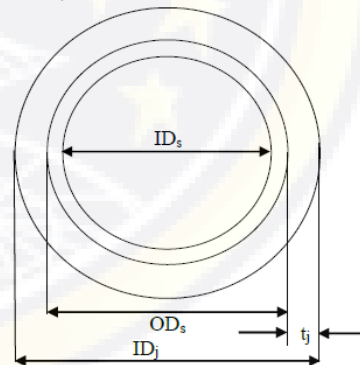
$$ID_j = \sqrt{\frac{4(29,81761174 \text{ m}^3)}{\pi(4,10224986 \text{ m})} + (2,286 \text{ m})^2}$$

$$ID_j = 3,805937278 \text{ m}$$

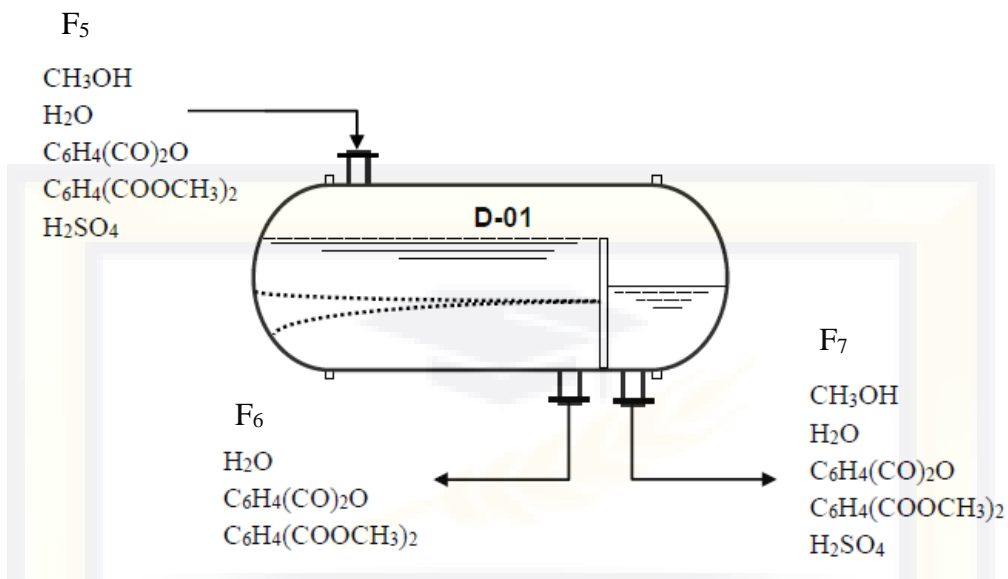
Sehingga tebal jaket:  $t_j = (ID_j - OD_s)/2$

$$= (3,805937278 \text{ m} - 2,286 \text{ m})/2$$

$$= 0,759968639 \text{ m}$$



## DEKANTER (D-01)



Kode Alat	D-01
Tugas	Memisahkan fase berat berupa ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) dan dimetil fatat ( $C_6H_4(COOCH_3)_2$ ) dengan fase ringan $CH_3OH$ , $H_2O$ dan $H_2SO_4$ yang berasal dari reaktor
Jenis	Dekanter horizontal
Kondisi operasi	65 °C tekanan atmosferik
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 167 tipe 309
Diameter	5 m
Panjang	10 m
Tebal dinding	1/4 in
Waktu tinggal	3,1356 jam

Perancangan pipa

Dimensi	Pipa		
	Umpan	Fraksi ringan	Fraksi berat
Nominal pipe size, IPS, in	2	0,75	1,5
Schedule Number, Sch	80	40	80
Outside Diameter, OD, in	2,38	1,05	1,9
Inside Diameter, ID, in	1,939	0,742	1,5
Flow area per pipe, in <sup>2</sup>	2,95	0,432	1,76

Kondisi operasi : 65 °C tekanan atmosferik

Menentukan densitas dan viskositas campuran

Arus 5 (F<sub>5</sub>)

Komponen	Mr (kg/Kmol)	Mol (Kmol/Jam)	Massa (Kg/Jam)	x	$\rho$	$\rho \cdot x$
CH <sub>3</sub> OH	32	1,102	35,272	0,004	0,7639	0,003056
H <sub>2</sub> O	18	40,818	734,739	0,0838	1,0044	0,084169
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	148	2,034	301,139	0,0343	1,2794	0,043883
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	194	39,05	7.575,75	0,864	1,1657	1,007165
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	98	1,229	120,455	0,0137	1,7175	0,02353
Total		84,235	8.767,364	1		1,161802

$$\begin{aligned}
 F_v &= \frac{M}{\rho_{\text{campuran}}} \\
 &= \frac{8767,364 \text{ kg/jam}}{1,161802 \text{ kg/L}} \\
 &= 7.546,347666 \text{ L/jam} \\
 &= 7,546347666 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Arus 7 (F<sub>7</sub>)

Komponen	Massa (Kg/Jam)	x	$\rho$	$\rho \cdot x$	$\mu$	$\mu \cdot x$
CH <sub>3</sub> OH	35,272	0,0341	0,7639	0,026049	0,3988	0,01359908
H <sub>2</sub> O	698,002	0,6765	1,0044	0,6794766	0,5530	0,3741045
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	109,035	0,1056	1,2794	0,1351046	24,988	2,6387328
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	68,918	0,0668	1,1657	0,0778688	6,1725	0,412323
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	120,455	0,1167	1,7175	0,2004323	10,691	1,2476397
Total	1.031,684	1		1,1189312		4,68639908

$$\rho_{\text{campuran}} = 1,1189312 \text{ kg/L}$$

$$\mu_{\text{campuran}} = 4,68639908 \text{ cP}$$

$$\begin{aligned}
 F_v &= \frac{M}{\rho_{\text{campuran}}} \\
 &= \frac{1031,684 \text{ kg/jam}}{1,1189312 \text{ kg/L}} \\
 &= 922,0262721 \text{ L/jam} \\
 &= 0,922026272 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

Arus 6 (F<sub>6</sub>)

Komponen	Massa (Kg/Jam)	x	$\rho$	$\rho \cdot x$	$\mu$	$\mu \cdot x$
H <sub>2</sub> O	36,736	0,0047	1,0044	0,00472068	0,5530	0,0025991
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	192,104	0,0248	1,2794	0,03172912	24,988	0,6197024
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOH) <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	7.506,838	0,9704	1,1657	1,13119528	6,1725	5,989794
Total	7.735,679	1		1,16764508		6,6120955



$$\begin{aligned}
\rho \text{ campuran} &= 1,16764508 \text{ kg/L} \\
\mu \text{ campuran} &= 6,6120955 \text{ cP} \\
F_v &= \frac{M}{\rho_{\text{campuran}}} \\
&= \frac{7735,679 \text{ kg/jam}}{1,16764508 \text{ kg/L}} \\
&= 6.625,025988 \text{ L/jam} \\
&= 6,625025988 \text{ m}^3/\text{jam}
\end{aligned}$$

### Menentukan fase terdispersi

Kondisi fase:

- $\psi < 0,3$  = Fraksi ringan selalu terdispersi
- $0,3 - 0,5$  = Fraksi ringan mungkin terdispersi
- $0,5 - 2,0$  = Keduanya mungkin terdispersi
- $2,0 - 3,3$  = Fraksi berat mungkin terdispersi
- $\psi > 3,3$  = Fraksi berat selalu terdispersi

(Schweitzer, Philip, 3th ed)

$$\psi = \frac{Q_L \left( \frac{\rho_L \cdot \mu_H}{\rho_H \cdot \mu_L} \right)^{0,3}}{Q_H}$$

dimana,

$Q_L$  = debit fraksi ringan,  $\text{m}^3/\text{jam}$

$Q_H$  = debit fraksi berat,  $\text{m}^3/\text{jam}$

$\rho_L$  = densitas fraksi ringan,  $\text{kg}/\text{m}^3$

$\rho_H$  = densitas fraksi berat,  $\text{kg}/\text{m}^3$

$\mu_L$  = viskositas fraksi ringan, cP

$\mu_H$  = viskositas fraksi berat, cP

$$\psi = \frac{0,922026272}{6,625025988} \left( \frac{4,68639908 \times 6,6120955}{1,16764508 \times 4,68639908} \right)^{0,3}$$

$$\psi = 0,152353848$$

Karena  $\psi < 0,3$  maka fraksi ringan selalu terdispersi.

Karena kecepatan volumetris fraksi ringan lebih kecil dari kecepatan volumetris fraksi berat, maka fraksi ringan sebagai fase terdispersi dan fraksi berat sebagai fase kontinyu.

### Terminal velocity butir terdispersi

Pada dekanter, fase terdispersi dan fase kontinu dianggap bergerak secara plug flow dan butir terdispersi bergerak secara laminar, (Coulson, JM, 2005, p. 442).

Dari persamaan 10.7

$$U_d = \frac{g \cdot d_p^2 \cdot (\rho_D - \rho_C)}{18\mu_C}$$

dimana,

$U_d$  = terminal velocity fase terdispersi, m/detik

$d_p$  = diameter butir terdispersi, m

$\rho_D$  = densitas fase terdispersi,  $\text{kg/m}^3$

$\rho_C$  = densitas fase kontinu,  $\text{kg/m}^3$

$\mu_C$  = viskositas fase kontinu,  $\text{kg/m}\cdot\text{detik}$

$g$  = kecepatan gravitasi,  $9,8 \text{ m/detik}^2$

Menurut Schweitzer (1979), diameter droplet antara 50 - 300  $\mu\text{m}$

Ukuran butir terdispersi diambil  $d_p = 150 \mu\text{m}$  ( $d = 15 \times 10^{-5} \text{ m}$ ), ((Schweitzer, Philip, 3th ed, p. 520).

Dari data-data diatas viskositas fase kontinu sebesar =  $0,00661 \text{ kg/m}\cdot\text{detik}$ .

Maka,

$$U_d = \frac{(9,8)(15 \times 10^{-5})^2(1118,93124 - 1167,64508)}{18(0,00661)}$$

$$U_d = -0,0000902 \text{ m/detik}$$

Nilai kecepatan pemisahan ( $U_d$ ) bernilai negatif karena butiran yang terdispersi bergerak berlawanan dengan arah gravitasi (rising).

### Menentukan ukuran dekanter

- a. Diameter (D) dan panjang (L)

Karena kecepatan volumetrik kecil, maka digunakan tangki silinder vertikal

$$L_c = \text{debit fase kontinu, } 0,00184 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$U_d = \frac{L_c}{A_i}$$

$$A_i = \frac{0,00184}{0,0000902} \\ = 20,38125058 \text{ m}^2$$

$$r = \sqrt{\frac{20,38125058}{\pi}}$$

$$= 2,547713511 \text{ m}$$

$$D = 2r$$

$$= 5,095427021 \text{ m}$$

$$= 204 \text{ in}$$

$$H = 2D$$

$$= 10,19085404 \text{ m} \approx 10 \text{ m}$$

b. Residence time

$$\text{Dispersion band} = 10\% H$$

$$= 10\% \times 10,19085404 \text{ m}$$

$$= 1,019085404 \text{ m}$$

Cek residence time droplet dalam dispersion band

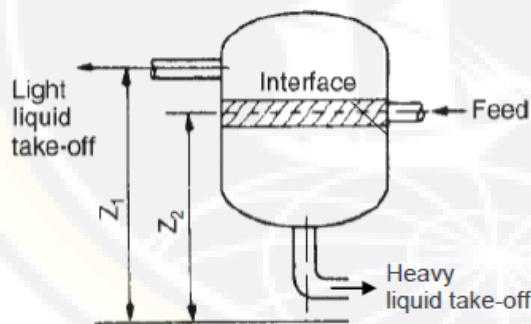
$$t = \frac{\text{Dispersion band}}{U_d}$$

$$= \frac{1,019085404 \text{ m}}{0,0000902}$$

$$= 11.288,17119 \text{ detik} \approx 188,1361 \text{ menit} \approx 3,1356 \text{ jam}$$

c. Tinggi interface

Posisi interface ditentukan ditengah tangki dan keluaran fase ringan diambil 90% tinggi tangki (H).



Maka,

$$Z_1 = 0,9 \times 10 \text{ m} = 9 \text{ m}$$

$$Z_2 = 0,5 \times 10 \text{ m} = 5 \text{ m}$$

d. Tebal dinding

$$P_{\text{perancangan}} = 14,7 \text{ psia}$$

Bahan konstruksi yang digunakan stainless steel SA 167 tipe 309 (Brownell and Young hal 342) yang memiliki tegangan maksimal ( $f$ ) = 18750 psia.

Jenis sambungan yang dipakai adalah double welded butt joint dengan efisiensi sambungan  $E = 80\%$ .

Faktor korosi ( $C$ ) = 0,125 in (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, ed V).

Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young hal 254

$$ts = \frac{P ri}{f E - 0,6 P} + C$$

Dengan:

$P_{perancangan} = 14,7$  psia

$ri = 102$  in

$$ts = \frac{(14,7 \text{ psia})(102 \text{ in})}{(18750 \text{ psia})(0,8) - 0,6 (14,7 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$ts = 0,225018811 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding standar 1/4 (0,25) in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

e. Tebal head

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell and Young hal 258

$$th = \frac{0,885 P ri}{f E - 0,1 P} + C$$

Dengan:

$P_{perancangan} = 14,7$  psia

$ri = 102$  in

$$th = \frac{0,885 (14,7 \text{ psia}) (102 \text{ in})}{(18750 \text{ psia}) (0,8) - 0,1 (14,7 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$th = 0,08847327 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding standar 3/16 (0,1875) in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

f. Tinggi head

Dari tabel 5.7 Brownell and Young untuk tebal  $3/16$  in, sf antara 1,5-3 in

Dipilih sf = 2 in, sehingga diperoleh:

$$icr = 12,25 \text{ in}$$

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

$$a = ID/2 = 170/2 \text{ in} = 85 \text{ in}$$

$$AB = a - icr \\ = (85 - 15,25) \text{ in} = 69,75 \text{ in}$$

$$BC = r - icr \\ = (170 - 15,25) \text{ in} = 154,75 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ = 170 \text{ in} - (154,75^2 - 69,75^2)^{0,5} \text{ in} \\ = 31,86 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf \\ = (0,1875 + 31,86 + 2) \text{ in} \\ = 34,04807768 \text{ in} \\ = 0,86482 \text{ m (panjang head)}$$

g. Tinggi dekanter total

$$Ht = \text{tinggi Shell} + 2 (\text{panjang head}) \\ = 10 \text{ m} + (2 \times 0,86482) \text{ m} \\ = 11,72964235$$

**Perancangan pipa**

1. Ukuran pipa umpan

- Luas (A)

$$Fv \text{ umpan} = 7,546347666 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$A_{\text{pipa}} = \frac{Fv}{\text{kecepatan linear umpan}}$$

Menurut Schweitzer, kecepatan linier umpan disyaratkan 0,6096 – 1 m/detik.

Diambil kecepatan linier umpan 1 m/detik.

$$A_{\text{pipa}} = \frac{7,546347666 \text{ m}^3/\text{jam}}{1 \text{ m/detik}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}} \\ = 0,002096208 \text{ m}^2$$

- Diameter Dalam (ID)

$$ID = \left( \frac{4 A_{\text{pipa}}}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$ID = \left( \frac{4 (0,002096208)}{\pi} \right)^{0,5}$$

$$= 0,05159313 \text{ m}$$

$$= 2,0312 \text{ in}$$

Berdasarkan ukuran ID yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan dengan ukuran pipa standar dari Tabel 11 Kern, D.Q., 1965 p. 844:

Nominal pipe size, IPS = 2 in

Schedule Number, Sch = 80

Outside Diameter, OD = 2,38 in

Inside Diameter, ID = 1,939 in

Flow area per pipe = 2,95 in<sup>2</sup>

## 2. Ukuran pipa pengeluaran fraksi ringan

$$Fv \text{ arus 7} = 0,92202 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,000256 \text{ m}^3/\text{detik} = 0,00904 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$Di = 3(Fv \text{ arus 7})^{0,35} (\mu_L)^{0,18}$$

Dimana,

Di = diameter dalam pipa, in

$\mu_L$  = viskositas fase ringan, 4,68639908 cP

$$Di = 3(0,00904)^{0,35} (4,68639908)^{0,18}$$

$$= 0,763011834 \text{ in}$$

Berdasarkan ukuran ID yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan dengan ukuran pipa standar dari Tabel 11 Kern, D.Q., 1965 p. 844:

Nominal pipe size, IPS = 0,75 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 1,05 in

Inside Diameter, ID = 0,742 in

Flow area per pipe = 0,432 in<sup>2</sup>

3. Ukuran pipa pengeluaran fraksi berat

$$Fv \text{ arus 6} = 6,6250 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,0018402 \text{ m}^3/\text{detik} = 0,06498 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

$$Di = 3(Fv \text{ arus 6})^{0,35}(\mu_L)^{0,18}$$

Dimana,

Di = diameter dalam pipa, in

$\mu_L$  = viskositas fase ringan, 6,6120955cP

$$Di = 3(0,06498)^{0,35}(6,6120955)^{0,18} \\ = 1,619031108 \text{ in}$$

Berdasarkan ukuran ID yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan dengan ukuran pipa standar dari Tabel 11 Kern, D.Q., 1965 p. 844:

Nominal pipe size, IPS = 1,5 in

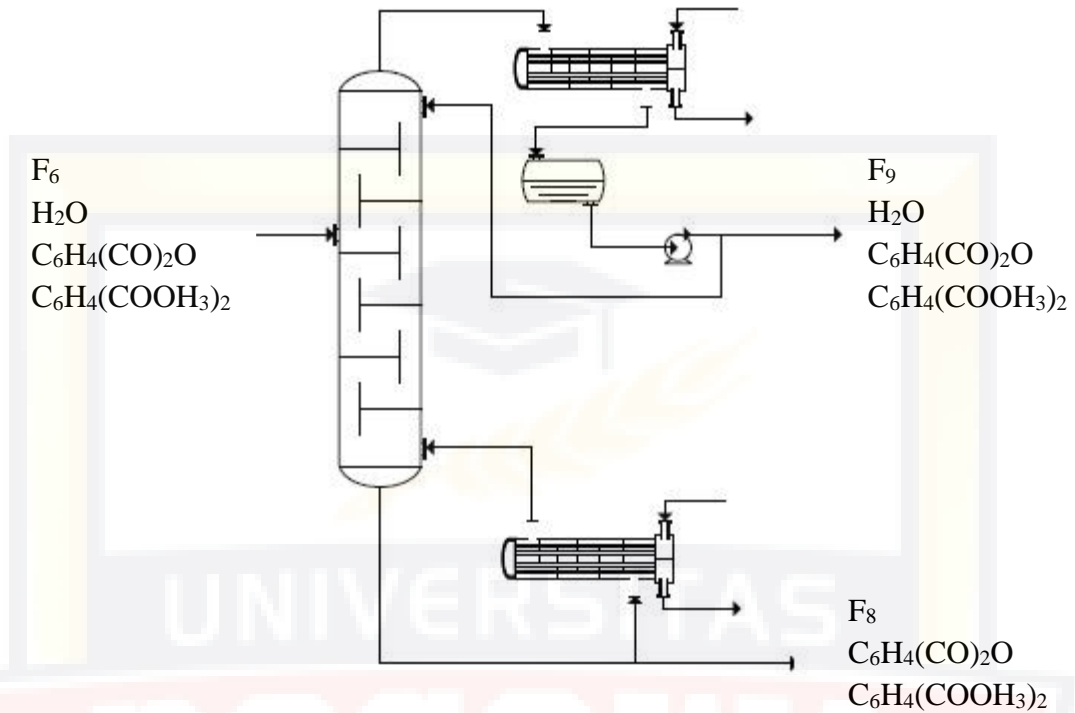
Schedule Number, Sch = 80

Outside Diameter, OD = 1,9 in

Inside Diameter, ID = 1,5 in

Flow area per pipe = 1,76 in<sup>2</sup>

### MENARA DISTILASI (MD-01)



Kode Alat	MD-01
Tugas	Memisahkan $C_6H_4(CO)_2O$ dan $C_6H_4(COOCH_3)_2$ berdasarkan perbedaan titik didih dan kesetimbangan kimia.
Jenis	Sieve Tray Distillation
Suhu Distilat	506,5635362 K
Suhu Umpan	470,9445603 K
Suhu Residu	549,5390015 K
Tekanan Distilat	1,005992139 atm
Tekanan Umpan	0,822604286 atm
Tekanan Residu	0,849766543 atm
Refluks minimum	1,107511069
Refluks Operasi	1,329013283
Tinggi Menara	23,8078 m
Diameter Menara	1,280 m
Tebal Menara	3/16 in



### Jumlah Plate Minimum Menara Distilasi

Jumlah plate minimum dihitung dengan persamaan;

$$N_{min} = \ln \left( \frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right)_D \left( \frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right)_B$$

$N_{min}$  = jumlah plate minimum

$X_{lk}$  = fraksi mol komponen kunci ringan

$X_{hk}$  = fraksi mol komponen kunci berat

Komponen	$X_{lk}$	$X_{hk}$
Feed	0,030879792	0,920566
Distilat	0,274646146	0,012316
Bottom	0,013067493	0,986933

$$\begin{aligned} N_{min} &= \ln \left( \frac{0,274646146}{0,012316} \right)_D \left( \frac{0,986933}{0,013067493} \right)_B \\ &= 7,429048138 \text{ stage} \\ &= 8 \text{ stage} \end{aligned}$$

### Jumlah Plate Ideal Menara Distilasi

Diketahui :

$$R_{min} = 1,107511069 \text{ (Apendiks A)}$$

$$R = 1,329013283 \text{ (Apendiks A)}$$

$$\begin{aligned} (R-R_{min}) &= 1,329013283 - 1,107511069 \\ &= 0,221502214 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (R+1) &= 1,329013283 + 1 \\ &= 2,329013283 \end{aligned}$$

$$(R-R_{min})/(R+1) = 0,095105604$$

Grafik diperoleh dari Ludwig, E.E., Applied Process Design for Chemical and PetroChemical Plant, Gulf Publishing, Houston, (1987) ed III, vol 2, halaman 30

$$(N-N_{min})/(N+1) = 0,52$$

$$N = 23 \text{ stage}$$

### Efisiensi Plate

Efisiensi plate didekati dengan korelasi Gautreaux dan O'Connell. Tentang hubungan antara  $\alpha_f \times \mu_f$  dengan efisiensi plate. (Towler, G: 2008; halaman 701.)

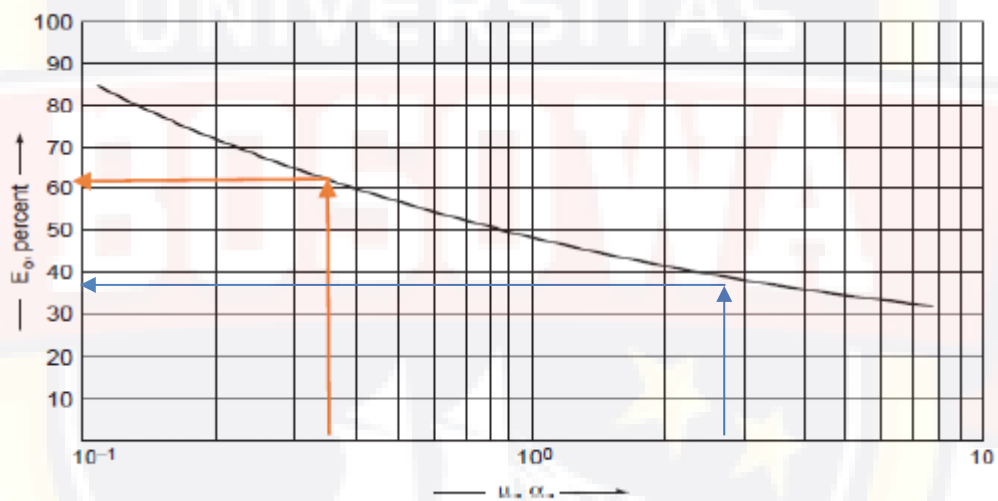
Viskositas

$$\text{Log } \mu = A + B/T + CT + DT^2 \text{ (cP)}$$

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10,2158	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	-25,1512	5,04E+03	4,20E-02	-2,49E-05
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	-15,0712	3,01E+03	2,56E-02	-1,66E-05

(Yaws, 1999)

Komponen	x <sub>F</sub>	μ <sub>F</sub> (cP)	α <sub>F</sub>	x <sub>F</sub> · μ <sub>F</sub> · α <sub>F</sub>
H <sub>2</sub> O	0,0485	0,28786	1,65E+02	2,30360435
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	0,0308	0,72676	1,23E+00	0,027532894
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,9205	0,52846	1,00E+00	0,486448005
Total	1			2,817585249



Didapatkan efisiensi plate sebesar 39 %

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N_{\text{ideal}}}{\text{eff}}$$

$$= 23 / 0,39$$

$$= 58,97435897 \text{ stage}$$

$$= 60 \text{ stage}$$

## Letak Plate Umpan

Dihitung dengan persamaan Kirkbide (Coulson, pers 11.62) :

$$\log \left[ \frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[ \left( \frac{B}{D} \right) \left( \frac{x_{f,HK}}{x_{f,LK}} \right) \left( \frac{x_{b,LK}}{x_{d,HK}} \right)^2 \right]$$

Dimana :

B = kecepatan mol bottom (kmol/jam)

D = kecepatan mol distilat (kmol/jam)

N<sub>r</sub> = jumlah plate pada seksi rectifying

N<sub>s</sub> = jumlah plate pada seksi stripping

$$\begin{aligned} \log \left[ \frac{N_r}{N_s} \right] &= 0,206 \log \left[ \left( \frac{39,171}{2,8623} \right) \left( \frac{0,920565629}{0,030879792} \right) \left( \frac{0,013067493}{0,274646146} \right)^2 \right] \\ &= -0,007113709 \end{aligned}$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 10^{-0,007113709}$$

$$N_r = 0,983753501 N_s$$

$$N_r + N_s = 60 \text{ stage}$$

$$N_s = 40$$

$$N_r = 20$$

Umpan masuk pada plate ke-20 dari atas.

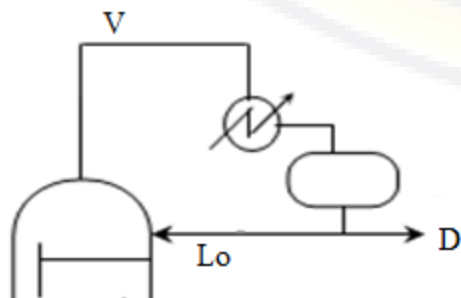
## Diameter Menara

### Diameter menara bagian atas

Diameter atas menara dapat dihitung berdasarkan kecepatan flooding. Untuk itu diperlukan beberapa sifat fluida pada bagian atas menara

$$T = 506,5635362 \text{ K}$$

$$P = 1,005992139 \text{ atm}$$



$$V = L + D \quad (\text{Geankoplis, 1997})$$

$$V = L + D$$

$$V = (R + 1) \cdot D$$

$$V = (1,329013283 + 1) \times 2,86232067 \text{ kmol}$$

$$V = 6,666382859 \text{ kmol}$$

Komponen	Mol (kmol)	Fraksi mol (Xi)	Massa (Kg/Jam)	Fraksi massa
H <sub>2</sub> O	4,753130978	0,7130	85,55635761	0,2297
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	1,830588733	0,2746	270,9271325	0,7275
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	0,081996509	0,0123	15,90732278	0,0427
Total	6,666382859	1	372,3908129	1

$$M_{wv} = \frac{\text{kecepatan massa uap total}}{\text{kecepatan mol uap total}} = \frac{372,3908129}{6,666382859} = 55,87185131 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{\text{vapor}} = \frac{M_{wv} P}{R T}$$

M<sub>wv</sub> = massa molekul uap (kg/kmol)

R = konstanta gas ideal (0,0825 m<sup>3</sup>.atm/kmol.K)

T = suhu operasi (K)

P = tekanan operasi (atm)

$$\rho_{\text{vapor}} = \frac{55,87185131 \times 1,005992139}{0,0825 \times 506,5635362} = 1,344930293 \text{ kg/m}^3$$

$$V = L_o + D$$

$$L_o = V - D$$

$$= 6,666382859 - 2,8623$$

$$= 3,804082859 \text{ kmol/jam}$$

$$= 212,4998726 \text{ kg/jam}$$

Komponen	BM	Fraksi mol (Xi)	L <sub>o</sub> (Kg/Jam)	Fraksi massa	rho	rho.x
H <sub>2</sub> O	18	0,7130	48,82159941	0,2297	834,3564	191,6516651
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	148	0,2746	154,6009707	0,7275	1135,4288	826,024452
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	194	0,0123	9,077302518	0,0427	1006,0806	42,95964162
Total		1	212,4998726	1	2975,8659	1060,635759

$$\rho_{\text{liquid}} = 1060,635759 \text{ kg/m}^3$$

Maka liquid vapor flow factor dapat dihitung;

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = \frac{212,4998726}{372,3908129} \sqrt{\frac{1,344930293}{1060,635759}}$$

$$F_{LV} = 0,020320129$$

Memilih jarak antar plate 0.25 meter, agar menara yang dihasilkan tidak terlalu tinggi. Dari gambar 11.29 Towler 2008.

$$K1 = 0,05$$

Kecepatan uap maksimum

$$Uf = K1 \left[ \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0,5}$$

K1 = parameter kecepatan flooding

Uf = kecepatan uap maksimum

$\rho_V$  = densitas fase uap

$\rho_L$  = densitas fase cair

$$Uf = 0,05 \left[ \frac{1060,635759 - 1,344930293}{1,344930293} \right]^{0,5}$$

$$Uf = 1,403226322 \text{ m/s}$$

Dalam perancangan biasanya kecepatan uap sebesar 80% dari kecepatan flooding (Towler: 2008)

$$Uv = 80\% Uf$$

$$= 80\% \times 1,403226322 \text{ m/s}$$

$$= 1,122581057 \text{ m/s}$$

Kecepatan volumetrik uap

$$Q_v = \frac{V_w}{\rho_v} = \frac{372,3908129}{1,344930293} = 276,8848429 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,769124 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Kecepatan volumetrik liquid

$$Q_L = \frac{L_w}{\rho_L} = \frac{212,4998726}{1060,635759} = 0,200351413 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,000556 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Perancangan Plate Bagian Atas Menara

Luas net area yang dibutuhkan,

$$A_n = \frac{Q_v}{U_v} = \frac{0,769124}{1,122581057} = 0,685138944 \text{ m}^2$$

Dipilih,

Tipe downcomer = Vertical apron

Luas downcomer,  $A_d = 12\% A_c$

Luas kolom,  $A_c = A_n + A_d = A_n + 12\% A_c$

$$A_c = A_n / (1 - 0,12)$$

$$A_c = 0,778566982 \text{ m}^2$$

Luas downcomer,  $A_d = 12\% (0,778566982) = 0,093428038 \text{ m}^2$

Diameter menara

$$D_c = \left[ \frac{4 \times A_c}{\pi} \right]^{0,5}$$

$$D_c = \left[ \frac{4 \times 0,778566982}{\pi} \right]^{0,5}$$

$$D_c = 0,999080976 \text{ m}$$

$$D_c = 1 \text{ m}$$

Luas active area ( $A_a$ )

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$A_a = 0,778566982 - 2(0,093428038)$$

$$A_a = 0,591710906 \text{ m}^2$$

Luas hole active area ( $A_h$ )

$$A_h = 5\%(A_a)$$

$$A_h = 5\%(0,591710906)$$

$$A_h = 0,029585545 \text{ m}^2$$

Diketahui  $A_d/A_c = 12\%$ , maka dari gambar 11.33 (Towler : 2008) didapatkan

$$l_w/D_c = 0,76$$

$$l_w/D_c = 0,76$$

$$l_w = 0,76 (0,999080976)$$

$$l_w = 0,759301542 \text{ m}$$

Dipilih harga

Diameter lubang sieve ( $d_h$ ) = 5 mm

tebal plate = 5 mm

tinggi weir ( $h_w$ ) = 40 mm

### Check Weeping

Maximum liquid rate ( $L_w$ ) = 0,1217 kg/detik

Minimum liquid rate = 0,8 (0,1217) = 0,0974 kg/detik

tinggi cairan pada weir dapat dihitung dengan rumus Francis

$$h_{ow} = 750 \left[ \frac{L_w}{\rho_L \times l \text{ weir}} \right]^{2/3} \quad (\text{Towler: 2008})$$

$$\begin{aligned} (\text{how})_{\text{max}} &= 750 \left[ \frac{0,1217}{1060,635759 \times 0,759301542} \right]^{2/3} \\ &= 2,127818682 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (\text{how})_{\text{min}} &= 750 \left[ \frac{0,0974}{1060,635759 \times 0,759301542} \right]^{2/3} \\ &= 1,834200764 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Pada kecepatan minimum

$$h_w + h_{ow} = 40 + 1,834200764 = 41,834200764 \text{ mm liquid}$$

Dari gambar 11.32 (Towler: 2008), didapatkan harga  $K_2$

$$K_2 = 29,8$$

Kecepatan uap minimum desain,

$$U_{h \text{ min}} = \frac{K_2 - 0,9(25,4 - d_h)}{\rho_v^{0,5}}$$

$$\begin{aligned} U_{h \text{ min}} &= \frac{29,8 - 0,9(25,4 - 5)}{1,344930293^{0,5}} \\ &= 9,864524065 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap minimum aktual,

$$\begin{aligned} U_v &= \frac{0,8 Q_v}{A_h} = \frac{0,8 \times 0,769124}{0,029585545} \\ &= 20,79729116 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap minimum aktual harus lebih besar dari pada kecepatan uap minimum desain untuk menghindari weeping.

Kecepatan uap maksimum melewati lubang-lubang

$$\begin{aligned} \text{Max. Vapor velocity (Uh)} &= \frac{Q_v}{A_h} = \frac{0,769124}{0,029585545} \\ &= 25,99661395 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\frac{\text{Tebal plate}}{D \text{ hole}} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_a} = \frac{0,029585545}{0,591710906} = 0,05$$

Dari gambar 11.36 (Towler: 2008) diperoleh Co

$$C_o = 0,8$$

Maka dry plate drop dapat dihitung,

$$\begin{aligned} h_d &= 0,186 \left[ \frac{U_h}{C_o} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \\ &= 0,186 \left[ \frac{25,99661395}{0,8} \right]^2 \frac{1,344930293}{1060,635759} \\ &= 0,249057744 \text{ in} = 6,3260666976 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Residual head dapat dihitung menggunakan persamaan Hunt,

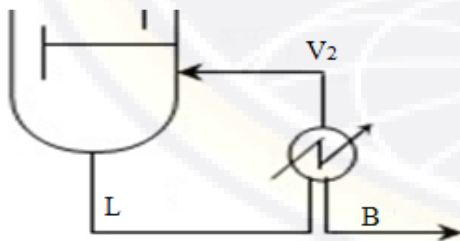
$$\begin{aligned} h_r &= \frac{12,5 \times 1000}{\rho_L} \\ &= \frac{12,5 \times 1000}{1060,635759} \\ &= 11,78538428 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

### Diameter menara bagian bawah

Diameter atas menara dapat dihitung berdasarkan kecepatan flooding. Untuk itu diperlukan beberapa sifat fluida pada bagian atas menara

$$T = 549,5390015 \text{ K}$$

$$P = 0,849766543 \text{ atm}$$



$$L = F + L_o$$

$$F = 7735,679 \text{ kg/jam}$$

$$L_o = 212,4998726 \text{ kg/jam}$$

$$L = 7948,178873 \text{ kg/jam}$$

$$V = L - B$$



$$B = 7575,757 \text{ kg/jam}$$

$$V = 372,4218726 \text{ kg/jam}$$

Komponen	BM	Mol (kmol)	Fraksi mol (Xi)	Massa (kg)	Fraksi Massa
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	148	0,02516364	0,013067493	3,724218726	0,01
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	194	1,90050337	0,986932507	368,6976539	0,99
Total		1,92566701	1	372,4218726	1

$$M_{wv} = \frac{\text{kecepatan massa uap total}}{\text{kecepatan mol uap total}} = \frac{372,3908129}{1,92566701} = 193,3988953 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{\text{vapor}} = \frac{M_{wv} P}{R T}$$

M<sub>wv</sub> = massa molekul uap (kg/kmol)

R = konstanta gas ideal (0,0825 m<sup>3</sup>.atm/kmol.K)

T = suhu operasi (K)

P = tekanan operasi (atm)

$$\rho_{\text{vapor}} = \frac{193,3988953 \times 0,849766543}{0,0825 \times 549,5390015} = 3,624942719 \text{ kg/m}^3$$

$$L = F + L_o$$

$$F = 7735,679 \text{ kg/jam}$$

$$L_o = 212,4998726 \text{ kg/jam}$$

$$L = 7948,178873 \text{ kg/jam}$$

Komponen	BM	Mol (Xi)	Lo (Kg/Jam)	Fraksi massa	rho	rho.x
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	148	0,537039113	79,48178873	0,01	1049,7876	10,497876
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	194	40,56029425	7868,697084	0,99	913,7625	904,624875
Total		41,09733336	7948,178873	1		915,122751

$$\rho_{\text{liquid}} = 915,122751 \text{ kg/m}^3$$

Maka liquid vapor flow factor dapat dihitung;

$$F_{LV} = \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}}$$

$$F_{LV} = \frac{7948,178873}{372,4218726} \sqrt{\frac{3,624942719}{915,122751}}$$

$$F_{LV} = 1,34320825$$

Memilih jarak antar plate 0.25 meter, agar menara yang dihasilkan tidak terlalu tinggi. Dari gambar 11.29 Towler 2008.

$$K1 = 0,02$$

Kecepatan uap maksimum

$$Uf = K1 \left[ \frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right]^{0,5}$$

K1 = parameter kecepatan flooding

Uf = kecepatan uap maksimum

$\rho_V$  = densitas fase uap

$\rho_L$  = densitas fase cair

$$Uf = 0,02 \left[ \frac{915,122751 - 3,624942719}{3,624942719} \right]^{0,5}$$

$$Uf = 0,317144538 \text{ m/s}$$

Dalam perancangan biasanya kecepatan uap sebesar 80% dari kecepatan flooding (Towler: 2008)

$$\begin{aligned} Uv &= 80\% Uf \\ &= 80\% \times 0,317144538 \text{ m/s} \\ &= 0,25371563 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan volumetrik uap

$$Q_v = \frac{V_w}{\rho_v} = \frac{372,3908129}{3,624942719} = 102,7386917 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,285385 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Kecepatan volumetrik liquid

$$Q_L = \frac{L_w}{\rho_L} = \frac{7948,178873}{915,122751} = 8,685369109 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} = 0,024126 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

Perancangan Plate Bagian Atas Menara

Luas net area yang dibutuhkan,

$$A_n = \frac{Q_v}{Uv} = \frac{0,285385}{0,25371563} = 1,124823309 \text{ m}^2$$

Dipilih,

Tipe downcomer = Vertical apron

Luas downcomer,  $A_d = 12\% A_c$

Luas kolom,  $A_c = A_n + A_d = A_n + 12\% A_c$

$$A_c = A_n / (1 - 0.12)$$

$$A_c = 1,278208306 \text{ m}^2$$

Luas downcomer,  $A_d = 12\% (1,278208306) = 0,153384997 \text{ m}^2$

Diameter menara

$$D_c = \left[ \frac{4 \times A_c}{\pi} \right]^{0,5}$$

$$D_c = \left[ \frac{4 \times 1,278208306}{\pi} \right]^{0,5}$$

$$D_c = 1,280128352 \text{ m}$$

Luas active area ( $A_a$ )

$$A_a = A_c - 2A_d$$

$$A_a = 1,278208306 - 2(0,153384997)$$

$$A_a = 0,971438312 \text{ m}^2$$

Luas hole active area ( $A_h$ )

$$A_h = 5\%(A_a)$$

$$A_h = 5\%(0,971438312)$$

$$A_h = 0,048571916 \text{ m}^2$$

Diketahui  $A_d/A_c = 12\%$ , maka dari gambar 11.33 (Towler : 2008) didapatkan

$$l_w/D_c = 0,76$$

$$l_w = 0,76 (1,280128352)$$

$$l_w = 0,972897547 \text{ m}$$

Dipilih harga

$$\text{Diameter lubang sieve } (d_h) = 5 \text{ mm}$$

$$\text{tebal plate} = 5 \text{ mm}$$

$$\text{tinggi weir } (h_w) = 40 \text{ mm}$$

### Check Weeping

Maximum liquid rate ( $L_w$ ) = 1,9127 kg/detik

Minimum liquid rate = 0,8 (1,9127) = 1,5302 kg/detik

tinggi cairan pada weir dapat dihitung dengan rumus Francis

$$h_{ow} = 750 \left[ \frac{Lw}{\rho_L \times l \text{ weir}} \right]^{\frac{2}{3}} \quad (\text{Towler: 2008})$$

$$\begin{aligned} (\text{how})_{\text{max}} &= 750 \left[ \frac{1,9127}{915,122751 \times 0,972897547} \right]^{2/3} \\ &= 12,48709822 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} (\text{how})_{\text{min}} &= 750 \left[ \frac{1,5302}{915,122751 \times 0,972897547} \right]^{2/3} \\ &= 10,76124257 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

Pada kecepatan minimum

$$h_w + h_{ow} = 40 + 10,76124257 = 50,76124257 \text{ mm liquid}$$

Dari gambar 11.32 (towler: 2008), didapatkan harga K2

$$K2 = 30$$

Kecepatan uap minimum desain,

$$U_{h \text{ min}} = \frac{K2 - 0,9(25,4 - d_h)}{\rho_v^{0,5}}$$

$$\begin{aligned} U_{h \text{ min}} &= \frac{30 - 0,9(25,4 - 5)}{3,624942719^{0,5}} \\ &= 6,113675817 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap minimum aktual,

$$\begin{aligned} U_v &= \frac{0,8 Q_v}{A_h} = \frac{0,8 \times 0,285385255}{0,048571916} \\ &= 4,700415886 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan uap minimum aktual harus lebih besar dari pada kecepatan uap minimum desain untuk menghindari weeping.

Kecepatan uap maksimum melewati lubang-lubang

$$\begin{aligned} \text{Max. Vapor velocity (U}_h) &= \frac{Q_v}{A_h} = \frac{0,285385255}{0,048571916} \\ &= 5,875519858 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\frac{\text{Tebal plate}}{D \text{ hole}} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{A_h}{A_a} = \frac{0,029585545}{0,591710906} = 0,05$$

Dari gambar 11.36 (Towler: 2008) diperoleh Co

$$Co = 0,8$$

Maka dry plate drop dapat dihitung,

$$\begin{aligned}hd &= 0,186 \left[ \frac{Uh}{Co} \right]^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} \\&= 0,186 \left[ \frac{5,875519858}{0,8} \right]^2 \frac{3,624942719}{915,122751} \\&= 0,039741784 \text{ in} = 1,009441 \text{ mm liquid}\end{aligned}$$

Residual head dapat dihitung menggunakan persamaan Hunt,

$$\begin{aligned}hr &= \frac{12,5 \times 1000}{\rho_L} \\&= \frac{12,5 \times 1000}{915,122751} \\&= 13,65936973 \text{ mm liquid}\end{aligned}$$

### **Tebal Head**

Dipilih tutupnya jenis torispherical dished heads, karena tekanan operasi berada pada range untuk jenis head ini. Range jenis torispherical dished heads adalah 15-200 psig (Brownell and Young, hal 88).

Bahan konstruksi yang digunakan adalah SA-167, tipe:309 A.(Brownell and Young, hal 342), maka tegangan maksimal yang diijinkan (fall) = 18.750 psia (Brownell and Young, hal 342)

Efisiensi sambungan yang dipakai jenis double welded butt joint, E = 85% (Towler :2008)

Faktor korosi (C) untuk stainless steel = 0,125 in (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", ed V)

$$th = \frac{0,885 P ri}{f E - 0,1 P} + C$$

Dengan:

$$P_{\text{perancangan}} = 14,7 \text{ psia}$$

$$ri = 24 \text{ in}$$

$$th = \frac{0,885 (14,7 \text{ psia}) (24 \text{ in})}{(18750 \text{ psia}) (0,8) - 0,1 (14,7 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$th = 0,02081724 \text{ in}$$

t head standart yang digunakan adalah 0,1875 in (3/16 in) (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Tinggi Head

Dari tabel 5.7 Brownell and Young untuk tebal  $3/16$  in, sf antara 1,5-2,5 in

Dipilih sf = 2 in, sehingga diperoleh:

$$\text{icr} = 3 \text{ in}$$

$$r = 48 \text{ in}$$

$$a = \text{ID}/2 = 48/2 \text{ in} = 24 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= (24 - 3) \text{ in} = 21 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{BC} &= r - \text{icr} \\ &= (48 - 3) \text{ in} = 45 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (\text{BC}^2 - \text{AB}^2)^{0,5} \\ &= 48 \text{ in} - (45^2 - 24^2)^{0,5} \text{ in} \\ &= 9,934267379 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{OA} &= \text{th} + b + \text{sf} \\ &= (0,1875 + 15,30 + 2) \text{ in} \\ &= 12,12176738 \text{ in} \\ &= 0,3078 \text{ m (tinggi head)} \end{aligned}$$

### Dimensi Menara Distilasi

Diameter Menara

$$\text{Diameter menara atas} = 0,999 \text{ m}$$

$$\text{Diameter menara bawah} = 1,280 \text{ m}$$

Tinggi Menara

$$\text{Ruang kosong diatas plate 1} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Ruang kosong dibawah plate} = 0,5 \text{ m}$$

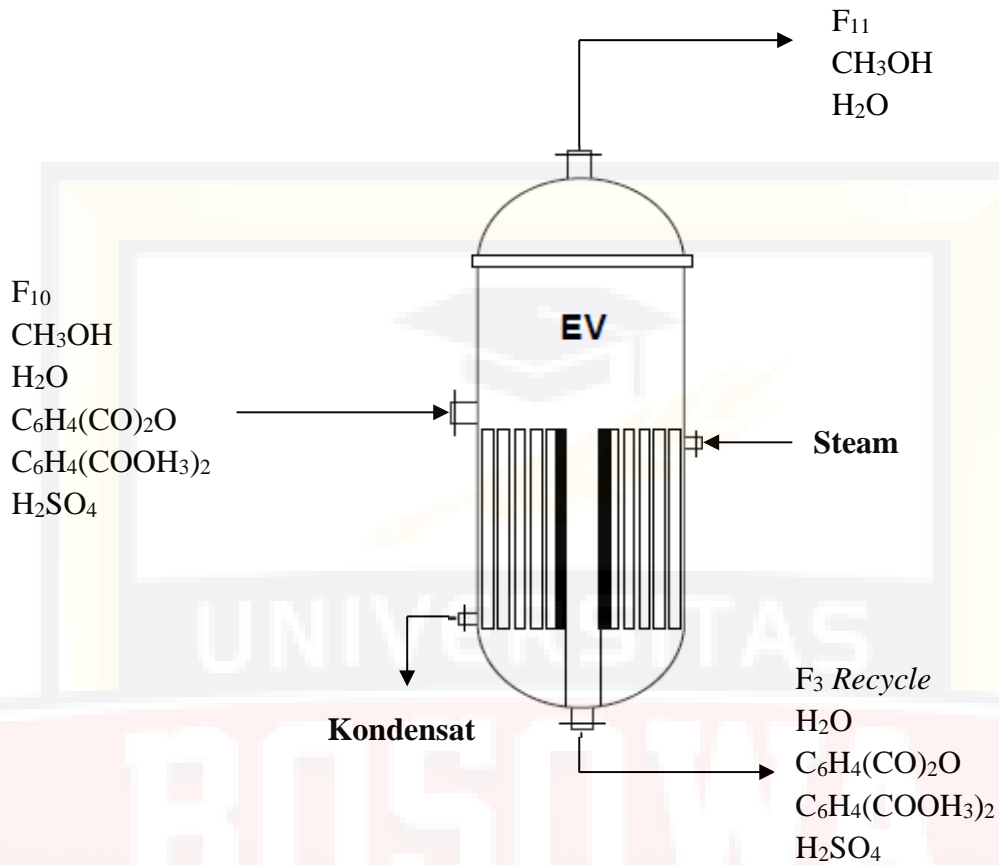
$$\text{Jumlah plate} = 91$$

$$\text{Jarak antar plate} = 0,25 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head} = 0,3078 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi menara} &= (0,5 + 0,5 + 0,25 \times (91-1) + 0,3078) \text{ m} \\ &= 23,8078 \text{ m} \end{aligned}$$

### EVAPORATOR (EV-01)



Kode Alat	EV-01
Tugas	Memekatkan arus <i>recycle</i> dengan menguapkan sebagian besar air ( $\text{H}_2\text{O}$ ) dan methanol ( $\text{CH}_3\text{OH}$ )
Jenis	Standard vertical tube evaporator
Lokasi	Outdoor
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 167 tipe 309
Diameter	1,016 m
Tinggi	2,4902668 m
Tinggi cairan	0,333041001 m
Jumlah tube	80 buah
Diameter luar (OD)	1,016 m
Diameter dalam (ID)	0,983074008 m
Tebal shell	0,0048 m
Tebal head	0,0048 m

### Luas transfer panas

Menentukan  $\Delta T$  LMTD

Steam (hot fluid):  $T_1 = 115\text{ }^\circ\text{C} = 239\text{ }^\circ\text{F}$

$T_2 = 115\text{ }^\circ\text{C} = 239\text{ }^\circ\text{F}$

Cold fluid  $t_1 = 70\text{ }^\circ\text{C} = 158\text{ }^\circ\text{F}$

$t_2 = 98,5\text{ }^\circ\text{C} = 209,3\text{ }^\circ\text{F}$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = \frac{(239 - 209,3) - (239 - 158)}{\ln \frac{(239 - 209,3)}{(239 - 158)}}$$

$$\Delta T \text{ LMTD} = 51,13115935\text{ }^\circ\text{F}$$

### Overall heat transfer (Ud)

Kern, tabel 8, hal 840

Dengan hot fluid steam dan cold fluid medium organics = 50 - 100 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Diambil Ud = 90 Btu/jam.ft<sup>2</sup>.°F

Qs = 1510372,085 kJ/jam = 1431556,52 Btu/jam

Maka diperoleh luas perpindahan panas sebagai berikut:

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q_s}{U_d \times \Delta T \text{ LMTD}} \\ &= \frac{1431556,52 \text{ Btu/jam}}{90 \frac{\text{Btu}}{\text{jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}} \times 51,13115935\text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 311,0859163 \text{ ft}^2 \\ &= 28,90 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

### Pemilihan tube

Kern, tabel 10, dipilih tube dengan spesifikasi:

OD = 1,5 in; BWG = 10; IDt = 1,23 in (0,1025 ft); at = 1,19 in<sup>2</sup> (0,008264 ft<sup>2</sup>);

ao = 0,3925 ft<sup>2</sup>/ft; ai = 0,3225 ft<sup>2</sup>/ft; L = 10 ft (3,048 m)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah tube, Nt} &= \frac{A}{L \times a_o} = \frac{311,0859163}{10 \times 0,3925} \\ &= 79,25 \end{aligned}$$

Dari Kern, tabel 9:

Nt standar = 80 buah



Susunan tube = triangular pitch

Pitch (Pt) = 1,875 in

Passes (n) = 6

IDs = 25 in

### Layout Evaporator

Dari Kern, tabel 9, dipilih ukuran shell dan tube dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tube:

OD = 1,5 in; ao = 0,3925 ft<sup>2</sup>/ft; L = 10 ft (3,048 m); Pt = 1,875 in; Nt = 80 buah

C' = Pt - OD

$$= (1,875 - 1,5) \text{ in} = 0,375 \text{ in} = 0,03125 \text{ ft}$$

A terkoreksi = L × Nt × ao

$$= (10 \text{ ft} \times 80 \times 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft})$$

$$= 314 \text{ ft}^2$$

Ud terkoreksi =  $\frac{Q_s}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta T \text{ LMTD}}$

$$= \frac{1431556,52 \text{ btu/jam}}{314 \text{ ft}^2 \times 51,131^\circ\text{F}}$$

$$= 89,16475307$$

Shell

IDs = 25 in = 2,083 ft

Baffle, B = IDs/5 = 25/5 = 5 in

n = 6

Tube side (cold fluid)

Nt standar = 80 buah

at = 1,19 in<sup>2</sup>

Luas per tube

$$A_t = \frac{N_t \times a_t}{144 \times n}$$

$$A_t = \frac{80 \times 1,19 \text{ in}^2}{144 \times 6}$$

$$= 0,110185185 \text{ ft}^2$$

Kecepatan massa fluida,

$$G_t = \frac{W_t}{A_t}$$

$$\begin{aligned}
 Wt &= 1191,606 \text{ kg/jam} \\
 Gt &= \frac{1191,606 \text{ kg/jam}}{0,110185185 \text{ ft}^2} \\
 &= 10814,57546 \text{ kg/ft}^2 \cdot \text{jam} \\
 &= 23842,05770 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

Yaws, hal 474, Table 22.1 Viscosity of Liquid

Persamaan:  $\log \mu = A + B/T + CT + DT^2$  ( $\mu$ , cP; T, K)

Komponen	A	B	C	D
CH <sub>3</sub> OH	-9,0562	1,25E+03	2,24E-02	-2,35E-05
H <sub>2</sub> O	-10,216	1,7925E+03	1,7730E-02	-1,2631E-05
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	-25,151	5,04E+03	4,20E-02	-2,49E-05
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	-15,071	3,01E+03	2,56E-02	-1,66E-05
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	-18,705	3,4962E+03	3,3080E-02	-1,7018E-05

Komponen	Masuk (Kg/Jam)	Xi	$\mu$ (cP)	Xi. $\mu$ (cP)
CH <sub>3</sub> OH	35,272	0,0296	0,3988	0,01180448
H <sub>2</sub> O	734,739	0,6165	0,5530	0,3409245
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (CO) <sub>2</sub> O	225,381	0,1891	24,9880	4,7252308
C <sub>6</sub> H <sub>4</sub> (COOCH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub>	75,757	0,0635	6,1725	0,39195375
H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>	120,455	0,1010	10,6910	1,079791
Total	1191,6067			6,54970453

$$\mu = 6,54970453 \text{ cP} = 15,8443 \text{ lb/ft.jam}$$

$$IDt = 0,1025 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Bilangan Reynold, Ret} &= \frac{IDt \times Gt}{\mu} \\
 &= \frac{0,1025 \text{ ft} \times 23842,05770 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}}{15,8443 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 154,2391216
 \end{aligned}$$

$$jH = 3,5 \text{ (Kern, fig. 24)}$$

$$h_{io} = 1500 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \text{ (Kern, hal 164)}$$

Shell side (hot fluid)

$$ID_s = 25 \text{ in}$$

$$C' = 0,375 \text{ in}$$

$$B = 5 \text{ in}$$

$$Pt = 1,875 \text{ in}$$

$$n = 1$$

$$\begin{aligned} \text{Luas flow area, } A_s &= \frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times Pt \times n} \\ &= \frac{25 \times 0,375 \times 5}{144 \times 1,875 \times 1} = 0,1736 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan massa steam,  $W_s = 640,4033482 \text{ kg/jam}$

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{W_s}{A_s} \\ &= \frac{640,4033482 \text{ kg/jam}}{0,1736 \text{ ft}^2} = 3688,959 \text{ kg/ft}^2 \cdot \text{jam} = 8132,763 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

$$De = \frac{4 \times (0,5 Pt \times 0,86 Pt - 0,5 \pi OD^2 / 4)}{0,5 \pi OD} \quad (\text{Kern, pers. 7.5, hal 139})$$

$$OD = 1,5 \text{ in}$$

$$Pt = 1,875 \text{ in}$$

$$De = \frac{4 \left( (0,5 \times 1,875 \times 0,86 \times 1,875) - (0,5 \times 3,14 \times \frac{1,5^2}{4}) \right)}{0,5 \times 3,14 \times 1,5}$$

$$= 1,0676 \text{ in} = 0,08897 \text{ ft}$$

$$\mu_s = 0,0135 \text{ cP}$$

$$= 0,03267 \text{ lb/ft} \cdot \text{jam} \quad (\text{Kern, fig. 15})$$

$$C_p = 0,4525 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Geankoplis, Appendix A.2-12})$$

$$k = 0,0153 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F} \quad (\text{Geankoplis, Appendix A.2-12})$$

$$h_o = jH \left( \frac{k}{ID_t} \right) \left( \frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$h_o = 200,573 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Menentukan  $U_c$

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

$$U_c = 176,917 \text{ Btu/jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

### Dimensi

$$\rho \text{ cairan} = 1105,67 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho \text{ vapor} = 0,03585 \text{ kg/m}^3 \text{ (Geankoplis, Appendix A.2-12)}$$

$$V = 0,06 \sqrt{\frac{\rho \text{ cairan} - \rho \text{ vapor}}{\rho \text{ vapor}}} \quad (\text{pers. Souders-Brown})$$

$$V = 0,06 \sqrt{\frac{1105,67 - 0,03585}{0,03585}} = 10,5369 \text{ m/detik}$$
$$= 37932,848 \text{ m/jam}$$

Debit uap keluar,  $q_v$

$$q_v = \frac{W_v}{\rho_v}$$
$$= \frac{1031,684 \text{ kg/jam}}{0,03585 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 28777,79637 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4q_v}{\pi V}}$$
$$= \sqrt{\frac{4 \times 28777,79637}{\pi \times 37932,848}}$$
$$= 0,983074008 \text{ m} = \text{tinggi bagian uap (Zu)}$$

Untuk forced circulation vertical evaporator,  $D_{\max} = 4 \text{ m}$ ,  $L_{\max} = 8 \text{ m}$  (Ulrich, 1984)

Hasil bawah evaporator = 458,332 kg/jam

Waktu tinggal, 5 – 10 menit (Ulrich, 1984)

Dipilih 10 menit = 0,1667 jam

Jumlah cairan yang ditampung,  $M = \text{Hasil bawah evaporator} \times \text{waktu tinggal}$

$$M = 458,332 \text{ kg/jam} \times 0,1667 \text{ jam}$$
$$= 76,4039444 \text{ kg}$$

Volume cairan

$$V = \frac{M}{\rho \text{ cairan}}$$
$$= \frac{76,4039444 \text{ kg}}{1105,67 \text{ kg/m}^3}$$
$$= 0,069101942 \text{ m}^3$$

Over design 20%

$$V_t = 1,2 \times 0,069101942 \text{ m}^3$$

$$= 0,082922331 \text{ m}^3$$

$$Z_L = \frac{4 V_t}{\pi D^2}$$

$$= 0,655813973 \text{ m}$$

Tinggi bagian atas evaporator =  $Z_u + Z_L$

$$= 0,983074008 \text{ m} + 0,655813973 \text{ m}$$

$$= 1,638887981 \text{ m}$$

Tinggi total = tinggi bagian atas evaporator + L

$$= 1,638887981 \text{ m} + 3,048 \text{ m}$$

$$= 4,686887981 \text{ m}$$

### Tebal shell

Diameter dalam = 0,983074008 m = 40 in

Tekanan perancangan = 14,7 psia

Bahan konstruksi = Stainless steel SA 167 tipe 309

$r_i$  = 20 in

E = 80%

f = 18750 psia

C = 0,125 in

Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.1, Brownell and Young hal 254

$$t_s = \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + C$$

$$t_s = \frac{(14,7 \text{ psia})(20 \text{ in})}{(18750 \text{ psia})(0,8) - 0,6(14,7 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$t_s = 0,144611532 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding standar 3/16 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Tebal head

Tekanan perancangan = 14,7 psia

Bahan konstruksi = Stainless steel SA 167 tipe 309

$r_i$  = 20 in

E = 80%

f = 18750 psia

C = 0,125 in

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell and Young hal 258

$$th = \frac{0,885 P r i}{f E - 0,1 P} + C$$

$$th = \frac{0,885 (14,7 \text{ psia}) (20 \text{ in})}{(18750 \text{ psia}) (0,8) - 0,1 (14,7 \text{ psia})} + 0,125 \text{ in}$$

$$th = 0,0173477 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding standar 3/16 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Tinggi head

Dari tabel 5.7 Brownell and Young untuk tebal 3/16 in, sf antara 1,5-2 in

Dipilih sf = 2 in, sehingga diperoleh:

$$icr = 2,5 \text{ in}$$

$$r = 40 \text{ in}$$

$$a = ID/2 = 40/2 \text{ in} = 20 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (20 - 2,5) \text{ in} = 17,5 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= (40 - 2,5) \text{ in} = 37,5 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 40 \text{ in} - (37,5^2 - 17,5^2)^{0,5} \text{ in}$$

$$= 6,833752096 \text{ in}$$

$$OA = th + b + sf$$

$$= (0,1875 + 6,833752096 + 2) \text{ in}$$

$$= 9,021 \text{ in}$$

$$= 0,2291334 \text{ m (tinggi head)}$$

### Tinggi cairan

Luas penampang:

$$A = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$A = \frac{\pi}{4} (1,016)^2$$

$$A = 0,79756 \text{ m}^2$$

Volume cairan dalam head:

$$\begin{aligned}V_{\text{head}} &= 4,9\text{E-}05 \times \text{ID}^3 \text{ (Brownell and Young, pers. 5-11)} \\ &= 4,9\text{E-}05 \times 1,016 \\ &= 0,000049784 \text{ m}^3 = 0,001758 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

$$\text{Volume cairan} = 0,082922331 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Volume cairan dalam shell} &= \text{volume cairan} - V_{\text{head}} \\ &= 0,082922331 \text{ m}^3 - 0,000049784 \text{ m}^3 \\ &= 0,082872547 \text{ m}^3\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan dalam shell} &= \frac{\text{volume cairan}}{\text{luas penampang}} \\ &= \frac{0,082872547 \text{ m}^3}{0,79756 \text{ m}^2} \\ &= 0,103907601 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi cairan} &= \text{tinggi cairan dalam shell} + \text{tinggi head} \\ &= 0,103907601 \text{ m} + 0,2291334 \text{ m} \\ &= 0,333041001 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total ID} &= 1,016 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi shell} &= 2 \text{ ID} \\ &= 2 \times 1,016 \text{ m} \\ &= 2,032 \text{ m}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tinggi total evaporator} &= \text{tinggi shell} + 2 (\text{tinggi head}) \\ &= 2,032 \text{ m} + 2 (0,2291334 \text{ m}) \\ &= 2,4902668 \text{ m}\end{aligned}$$

## TANGKI

Fungsi	Menyimpan bahan baku metanol (CH <sub>3</sub> OH) 99,9% dengan impurities air (H <sub>2</sub> O) 0,1% pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 10 hari
Tipe alat	Tangki silinder tegak dengan atap kubah
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Volume tangki	923,5534713 m <sup>3</sup>
Diameter (D)	10,67 m
Tinggi (H)	10,97 m
Tebal head	7/16 in
Tinggi head	1,272 m
Tinggi total tangki	12,242 m

Spesifikasi bahan :

Methanol (CH<sub>3</sub>OH) = mudah menguap, mudah terbakar dan tidak korosif

Air (H<sub>2</sub>O)

Kondisi penyimpanan :

Tekanan (P) = 1 atm

Suhu (T) = 30 °C

Suhu didih (T<sub>b</sub>) = 64,5 °C

Komponen masuk mixer dari tangki-01

Komponen	Mr (kg/Kmol)	Mol (Kmol/Jam )	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa	$\rho$ , kg/l	$\rho \cdot xi$ , kg/l
CH <sub>3</sub> OH	32	78,421	2509,498	0,999	0,7828	0,7820172
H <sub>2</sub> O	18	0,0785	1,413	0,001	1,023	0,001023
Total		78,500	2510,911	1		0,7830402

Kapasitas tangki dirancang untuk waktu operasi 10 hari.

Kapasitas massa (M) = 2510,911 kg/jam x 10 hari x 24 jam

= 602618,64 kg

Densitas campuran ( $\rho$ ) = 0,7830402 kg/L

= 48,8841 lb/ft<sup>3</sup>



$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{M}{\rho} \\ &= \frac{602618,64 \text{ kg}}{0,7830402 \frac{\text{kg}}{\text{l}} \times 1000 \text{ l/m}^3} \\ &= 769,6278927 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Over design 20 %

$$\begin{aligned} V_t &= 1,2 \times 769,6278927 \text{ m}^3 \\ &= 923,5534713 \text{ m}^3 \\ &= 5808,9761 \text{ bbl} \end{aligned}$$

### **Dimensi tangki**

#### **Ukuran tangki**

Tangki dirancang menyesuaikan dengan besarnya volume = 5808,9761 bbl  
Sehingga pada table Appendix E (Brownell & young, 1959), diperoleh ukuran tangki yang mendekati:

$$\text{Diameter (D)} = 35 \text{ ft} = 10,67 \text{ m} = 420 \text{ in}$$

$$\text{Tinggi (H)} = 36 \text{ ft} = 10,97 \text{ m} = 432 \text{ in}$$

$$\text{Kapasitas} = 6170 \text{ bbl}$$

#### **Menghitung tebal dinding tangki**

Tebal dinding tangki dihitung dengan pers. 3.16 dan 3.17, Brownell & Young 1959.

$$t_s = \frac{PD}{2fE} \quad (3.16)$$

dengan,

$t_s$  = tebal dinding tangki, in

$P$  = tekanan operasi, psi

$D$  = diameter tangki, in

$f$  = allowable working stress, psi

$E$  = joint efisiensi, 0,85

$c$  = corrosion allowance, 0,125 in

$$P = \frac{\rho(H-1)}{144} \quad (3.17)$$

dengan,

$\rho$  = densitas cairan, lb/ft<sup>3</sup>

$H$  = tinggi tangki, ft

Dari tabel 13.1 Brownell, L. E, 1959 dipilih bahan dinding tangki Carbon steel SA-283 grade C dengan  $f = 12650$  psi dan  $H_1 = 6$  ft.

Substitusi persamaan 3.17 ke persamaan 3.16, didapat

$$\begin{aligned}
 t_s &= \frac{\rho(H-1)12D}{288fE} + c \\
 &= \frac{48,8841(H-1)12 \times 420}{288 \times 12650 \times 0,85} \\
 &= (0,079560265 \times (H-1) + 0,125) \text{ in} \\
 H_1 &= 6 \text{ ft} \\
 &= (0,079560265 \times (6-1) + 0,125) \text{ in} \\
 &= 0,522801325 \text{ in, dipilih tebal plat standar } 5/8 (0,625) \text{ in}
 \end{aligned}$$

### Menghitung atap tangki

Menentukan tebal head dengan menggunakan persamaan 13.12 Brownell, L. E, 1959

$$t_h = \frac{0,885.P.r}{fE-0,1P} + c$$

dengan,

$t_h$  = tebal head, in

Dipilih bahan dinding head Carbon steel SA-283 grade C dengan  $f = 12650$  psi.

Tekanan operasi = 14,7 psia

$$\begin{aligned}
 t_h &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 210}{12650 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \\
 &= 0,379114722 \text{ dipilih tebal plat standar } 7/16 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell, L. E, 1959 dengan ketebalan 0,4375 in diperoleh:

Standard straight flange (sf) = 1,5 – 3,5 in (dipilih 2 in)

Inside corner radius (icr) = 32 in

### Tinggi total tangki

ID = 35 ft = 420 in

a = 0,25.ID = 105 in

AB = a – icr

$$= (105 - 32) \text{ in} = 73 \text{ in}$$

BC = r – icr

$$= (210 - 32) \text{ in} = 178 \text{ in}$$

b =  $r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

$$= 47,66 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\ &= (0,4375 + 47,66 + 2) \text{ in} \\ &= 50,0975 \text{ in} = 1,272 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ total tangki} &= H + \text{tinggi head} \\ &= 10,97 \text{ m} + 1,272 \text{ m} \\ &= 12,242 \text{ m} \end{aligned}$$

### SILO

Fungsi	Menampung bahan baku ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) pada suhu $30^\circ C$ dan tekanan 1 atm dengan waktu penyimpanan 5 hari
Tipe alat	Tangki silinder tegak dengan conical bottom
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Volume tangki	$545,7712941 \text{ m}^3$
Diameter (D)	5 m
Kedalaman (L)	22 m
Tinggi konis (H)	24,5 m
Tebal shell	5/16 in
Tebal conical bottom	5/16 in

Komponen masuk mixer dari silo

Komponen	Mr (kg/Kmol)	Mol (Kmol/Jam)	Massa (Kg/Jam)	Fraksi Massa
$C_6H_4(CO)_2O$	148	39,171	5797,407	0,998
$H_2O$	18	0,0785	1,413	0,002
Total		39,250	5798,820	1

Kapasitas dirancang untuk waktu operasi 5 hari.

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas massa (M)} &= 5798,820 \text{ kg/jam} \times 5 \text{ hari} \times 24 \text{ jam} \\ &= 695858,4 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Densitas padatan } (\rho) = 1530 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{M}{\rho} \\ &= \frac{695858,4 \text{ kg}}{1530 \text{ m}^3} \end{aligned}$$

$$= 454,8094118 \text{ m}^3$$

Over design 20 %

$$V_t = 1,2 \times 454,8094118 \text{ m}^3$$

$$= 545,7712941 \text{ m}^3$$

### Dimensi silo

#### Ukuran silo

Diambil:

$$\text{Kedalaman shell (L)} = 4 \times \text{Diameter (D)}$$

$$\text{Ketinggian (H)} = \text{Diameter (D)}$$

$$\begin{aligned} V &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot L + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} \cdot H \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot 4 \cdot D + \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \frac{1}{3} \cdot D \\ &= \frac{13 \cdot \pi \cdot D^3}{12} \end{aligned}$$

Maka:

$$D = \left[ \frac{12 \cdot V}{13 \cdot \pi} \right]^{1/3}$$

$$D = \left[ \frac{12 \times 545,7712941}{13 \times 3,14} \right]^{1/3} = 5,433833309 \text{ m}$$

$$\text{Diameter (D)} = 5,433833309 \text{ m} \approx 5 \text{ m}$$

$$\text{Kedalaman (L)} = 4 \times 5,433833309 \text{ m} = 21,73533324 \text{ m} \approx 22 \text{ m}$$

#### Menghitung tebal dinding shell

Digunakan bahan Carbon steel SA-283 grade C

$$\text{Tekanan operasi} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable working stress} = 12650 \text{ psi}$$

$$\text{Diameter (D)} = 196,85 \text{ in}$$

Tebal dinding shell dihitung dengan pers. 13.1 Brownell & Young 1959.

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r_i}{f E - 0,6 P} + c \\ &= \frac{14,7 \times 98,42}{12650 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,26 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal standar 5/16 in

#### Menghitung dimensi konis

Tinggi conical bottom dihitung dengan persamaan:

$$\operatorname{tg} \theta = \frac{h}{0,5D}$$

$$H = 0,5 \times D \times \operatorname{tg} \theta$$

$$\theta = 45^\circ$$

$$D = 5 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H &= 0,5 \times D \times \operatorname{tg} \theta \\ &= 0,5 \times 5 \text{ m} \times \operatorname{tg} 45^\circ \\ &= 2,5 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi total silo} &= L + H \\ &= (22 + 2,5) \text{ m} \\ &= 24,5 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menghitung tebal conical bottom

Dipilih bahan dinding conical bottom Carbon steel SA-283 grade C

$$\text{Diameter} = 5 \text{ m} = 196,85 \text{ in}$$

$$\alpha = 30^\circ$$

$$\text{Tekanan operasi} = 14,7 \text{ psi}$$

$$\text{Allowable working stress} = 12650 \text{ psi}$$

$$\text{Joint efficiency} = 0,85$$

$$\text{Corrosion factor} = 0,125$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{PD}{2\cos\alpha(fE - 0,6P)} \\ &= \frac{14,7 \times 196,85}{(2 \times \cos 30^\circ \times (12650 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7))} \\ &= 0,28 \text{ in, dipilih tebal standar} = 5/16 \text{ in} \end{aligned}$$

## FEEDER

Fungsi	Menampung ftalat anhidrida dari silo (SL) ke screw conveyor (SC-02)
Tipe alat	Tangki silinder tegak dengan conical bottom
Bahan konstruksi	Carbon steel SA-283 grade C
Kondisi operasi	Suhu 30°C tekanan atmosferik
Volume padatan	0,631806075 m <sup>3</sup>
Diameter (D)	0,7 m
Tinggi (H)	0,7 m
Tinggi konis (H)	0,35 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal conical bottom	3/16 in

### Dimensi feeder

Waktu tinggal = 10 menit  $\approx$  0,1667 jam

Kapasitas (M) = 5798,820 kg/jam x 0,1667 jam  
= 966,663294 kg

Densitas padatan ( $\rho$ ) = 1530 kg/m<sup>3</sup>

Dipakai feeder bentuk konis dengan sudut 45°

Volume padatan yang ditampung =  $M / \rho$   
= 966,663294 kg / 1530 kg/m<sup>3</sup>  
= 0,631806075 m<sup>3</sup>

Diambil:

Tinggi (t) = 0,5 Diameter (D)

Volume konis =  $1/3 \times \text{luas alas} \times \text{tinggi}$   
=  $\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times (0,5D)$

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

Volume total =  $\frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times (0,5D) + \frac{\pi}{4} \times D^2 \times H$   
=  $\frac{2\pi}{4} D^3 + \frac{\pi}{24} D^3$  (D = H)  
=  $\frac{13\pi}{24} D^3$

Maka:

$$D = \left(\frac{24V}{13\pi}\right)^{1/3}$$
$$= \left(\frac{24 \times 0,631806075}{13 \times 3,14}\right)^{1/3}$$

$$H = 0,7 \text{ m}$$

### Menghitung tebal dinding shell

Tebal dinding shell dihitung dengan pers. 13.1 Brownell & Young 1959.

$$t_s = \frac{P r_i}{f E - 0,6P} + c$$

dengan,

$t_s$  = tebal dinding shell, in

$P$  = tekanan operasi, psi

$r_i$  = jari dalam shell, in

$f$  = allowable working stress, psi

$E$  = joint efisiensi, 0,85

$c$  = corrosion allowance, 0,125 in

Digunakan bahan Carbon steel SA-283 grade C

Tekanan operasi = 14,7 psi

Allowable working stress = 12.650 psi

Jari-jari shell = 0,35 m = 13,7795 in

$$t_s = \frac{14,7 \times 13,7795}{12.650 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125$$
$$= 0,1439 \text{ in, dipilih tebal standar shell} = 3/16 \text{ in}$$

### Menghitung dimensi konis

Tinggi conical bottom dihitung dengan persamaan:

$$\text{tg } \theta = \frac{h}{0,5D}$$

$$h = 0,5 \times D \times \text{tg } \theta$$

$$\theta = 45^\circ$$

$$D = 0,7 \text{ m}$$

$$h = 0,5 \times D \times \text{tg } \theta$$
$$= 0,5 \times 0,7 \text{ m} \times \text{tg } 45^\circ$$
$$= 0,35 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi total} = H + h$$

$$= (0,7 + 0,35) \text{ m}$$

$$= 1,05 \text{ m}$$

### Menghitung tebal conical bottom

Dipilih bahan dinding conical bottom Carbon steel SA-283 grade C

Diameter = 0,7 m = 27,5591 in

$\alpha$  = 30°

Tekanan operasi = 14,7 psi

Allowable working stress = 12.650 psi

Joint efficiency = 0,85

Corrosion factor = 0,125

$$th = \frac{PD}{2\cos\alpha(fE-0,6P)} + c$$

$$= \frac{14,7 \times 27,5591}{2 \times \cos 30^\circ \times (12.650 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7)} + 0,125$$

$$= 0,1467 \text{ in, dipilih tebal standar} = 3/16 \text{ in}$$

### ACCUMULATOR

Fungsi	Menampung sementara produk atas MD-01
Tipe alat	Tangki silinder horizontal
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 178 grade C
Volume cairan	0,007543 m <sup>3</sup>
Diameter (D)	0,5 m
Tinggi (H)	1,51 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal conical bottom	3/16 in

Waktu tinggal (t) = 3 menit = 0,05 jam

Densitas = 1,06 kg/l

Massa = 159,922 kg/jam

$$V \text{ cairan} = \frac{159,922 \text{ kg/jam} \times 0,05 \text{ jam}}{1,06 \text{ kg/l}}$$

$$= 7,543490566 \text{ l}$$

$$= 0,007543 \text{ m}^3$$

Over design = 20%

$$= 1,2 \times 0,007543 \text{ m}^3$$



$$= 0,0090516 \text{ m}^3$$

Diambil L = 3 D

L = panjang

D = diameter

V vessel = V shell + 2 V head

$$V \text{ tangki} = \frac{\pi}{4} \cdot D^2 L + 2 \left( \frac{\pi}{24} D^3 \right)$$

$$\frac{\pi}{4} \cdot D^2 3D + 2 \left( \frac{\pi}{24} D^3 \right)$$

Dengan cara trial didapat D = 0,151 m

Diambil D = 0,5 m

$$= 19,68 \text{ in}$$

$$= 0,327 \text{ m}^3$$

L = 1,5 m

#### Menentukan tebal shell

P operasi = 14,7 psia

D = 0,5 m

ri = 0,25 m

$$= 9,84 \text{ in}$$

(Tabel 5.7 Brownell & Young hal 89)

Bahan konstruksi stainless steel SA 178 grade C

f = 18750 psia

c = 0,125 in

E = 85%

$$ts = \frac{P_{ri}}{fE - 0,6P} + c$$

$$ts = \frac{14,7 \times 9,84}{118750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125$$

$$= 0,1264 \text{ in}$$

Diambil tebal standar 3/16 in (Tabel 5.6 Brownell & Young hal 88)

Koreksi

ID = OD - 2 ts

$$= 19,68 - (2 \times 0,1875)$$

$$= 19,31 \text{ in}$$

Diambil OD standar 20 in (Tabel 5.7 Brownell & Young hal 89)

### Menentukan tebal head

Bentuk = Torispherical head

icr = 0,75 in

P operasi = 14,7 psia

f = 18750 psia

c = 0,125 in

E = 85%

$$\begin{aligned}th &= \frac{0,885Pr_i}{fE-0,1P} + c \\ &= \frac{14,7 \times 9,84}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,1340 \text{ in}\end{aligned}$$

Diambil tebal standar 3/16 in (Tabel 5.6 Brownell & Young hal 88)

### Menentukan panjang head

Sf = 0,75 in

a = ID/2 = 10 in

AB = a - icr = 9,25 in

BC = ri - icr = 11,25 in

AC =  $\sqrt{BC^2 - AB^2}$  = 6,4 in

b = r - AC = 5,6 in

OA = t standar + sf + b  
= (0,1875 + 0,75 + 5,6) in  
= 6,5375 in  
= 0,17 m

### Panjang total akumulator

= L + OA

= 1,5 + 0,17

= 1,517 m

## SCREW CONVEYOR

Fungsi	Menaikkan ftalat anhidrida ( $C_6H_4(CO)_2O$ ) dari truk menuju silo
Tipe alat	Screw conveyor
Bahan konstruksi	Carbon steel (SA-283)
Kapasitas	200 ft <sup>3</sup> /jam
Diameter feed masuk	6 in
Panjang	15 ft
Kecepatan putar	26,76852 rpm
Power motor	0,5 Hp

Kondisi operasi:

Tekanan (P) = 1 atm

Suhu (T) = 30 °C

Densitas padatan ( $\rho$ ) = 1530 kg/m<sup>3</sup> = 95,514 lb/cuft

$m$  = 5798,820 kg/jam = 12784,20975 lb/jam

$F_v$  =  $m/\rho$

$$= \frac{5798,820 \text{ kg/jam}}{1530 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 3,790078431 \text{ m}^3/\text{jam} = 133,8426 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Berdasarkan Perry ed 7, tabel 21-6, hal 21-8, maka dipilih screw conveyor untuk kapasitas 200 ft<sup>3</sup>/jam adalah sebagai berikut:

Diameter flig = 9 in

Diameter pipa = 2,5 in

Diameter shaft = 2 in

Diameter feed masuk = 6 in

Panjang = 15 ft

Kecepatan putar max = 40 rpm

Hangar center = 10 ft

Power motor = 0.43 Hp  $\approx$  0,5 Hp

Untuk memenuhi kapasitas produksi didapatkan kecepatan screw conveyor:

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan putar} &= \frac{\text{kapasitas screw conveyor}}{\text{kapasitas screw conveyor secara teori}} \times \text{kecepatan putar} \\ &= \frac{133,8426}{200} \times 40 \\ &= 26,76852 \text{ rpm} \end{aligned}$$

### BUCKET ELEVATOR

Fungsi	Menaikkan ftalat anhidrida dari SC-01 menuju silo (SL)
Tipe alat	Bucket elevator
Bahan konstruksi	Carbon steel (SA-283)
Kapasitas	5,7988 ton/jam
Tinggi	80,3805 ft
Ukuran	6 in x 4 in x 4 1/4 in
Putaran head shaft	43 rpm
Lebar belt	7 in
Power motor	3 Hp

#### Perhitungan :

$$\text{Rate massa} = 5798,820 \text{ kg/jam} = 5,7988 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Tinggi} = 24,5 \text{ m} = 80,3805 \text{ ft}$$

Berdasarkan (Perry 7ed tabel 21-8) maka:

$$\text{Kapasitas maksimum} = 14 \text{ ton/jam}$$

$$\text{Ukuran} = 6 \text{ in} \times 4 \text{ in} \times 4 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Bucket spacing} = 12 \text{ in}$$

$$\text{Ukuran feed (maximum)} = \frac{3}{4} \text{ in}$$

$$\text{Bucket speed} = 225 \text{ ft/menit}$$

$$\text{Putaran head shaft} = 43 \text{ rpm}$$

$$\text{Lebar belt} = 7 \text{ in}$$

Perhitungan power (Perry 7ed tabel 21-8) kapasitas dibawah 14 ton/jam

$$\text{Power pada head shaft} = 1 \text{ hp}$$

$$\text{Power tambahan} = 0,02 \text{ hp tiap ft}$$

$$= 0,02 \text{ hp/ft} \times 80,3805 \text{ ft}$$

$$= 1,60761 \text{ hp}$$

Power total  $= 1 + 1,60761$

$$= 2,60761 \text{ hp}$$

Effisiensi motor  $= 80\%$

Power total  $= \frac{2,60761}{0,8}$

$$= 3,2595125 \text{ Hp}$$

Dipilih power standar  $= 3 \text{ Hp}$

### HEATER

Fungsi	Menaikkan suhu asam sulfat sebelum masuk reaktor dari 30 °C menjadi 60 °C dengan menggunakan pemanas steam
Jenis	Double pipe heat exchanger
Bahan konstruksi	Stainless steel
Media pemanas	Saturated steam pada suhu 212 °F
Kecepatan umpan	4081,04966 lb/jam
Kebutuhan steam	1,907794 lb/jam
Luas transfer panas (A)	1,691718386 ft <sup>2</sup>
Panjang pipa (L)	12 ft
Jumlah hairpin	1

### Kebutuhan steam

Pemanas yang digunakan adalah saturated steam, pada tekanan 1 atm (14,7 psia) dan suhu 212°F. Sifat fisis steam:

$$\Delta H_{fg} = 970,3 \text{ BTU/lb (Kern, tabel 7, hal 816)}$$

$$Q = 4305,73533 \text{ kJ/jam}$$

$$= 4081,04966 \text{ BTU/jam}$$

$$W_s = \frac{Q}{\Delta H_{fg}}$$

$$W_s = \frac{4081,04966 \text{ BTU/jam}}{970,3 \text{ BTU/lb}}$$

$$W_s = 4,205966876 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$$

$$W_s = 1,907794 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

### Perhitungan luas transfer panas

#### Menentukan $\Delta T_{LMTD}$

Suhu umpan masuk ( $t_1$ ) = 30 °C = 86 °F

Suhu umpan keluar ( $t_2$ ) = 60 °C = 140 °F

Suhu steam masuk ( $T_1$ ) = 100 °C = 212 °F

Suhu steam keluar ( $T_2$ ) = 100 °C = 212 °F

Dari Kern, persamaan 5.14:

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \\ &= 96,494 \text{ °F} \end{aligned}$$

#### Overall heat transfer (UD)

Dari Kern, tabel 8 dipilih Ud untuk:

Hot fluid = Steam

Cold fluid = Heavy organics

Untuk perancangan dipilih harga UD = 25 BTU/jam ft<sup>2</sup> °F

#### Luas transfer panas

Dari Kern, persamaan 5.15:

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{4081,04966}{25 \times 96,494} \\ &= 1,691718386 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Luas transfer panas < 200 ft<sup>2</sup>, maka dipilih double pipe exchanger (Kern, hal 103).

#### Pemilihan pipa

Dari Kern, tabel 6.1 didapat ukuran standar pipa untuk double pipe exchanger:

TABLE 6.1. DOUBLE PIPE EXCHANGER FITTINGS

Outer pipe, IPS	Inner pipe, IPS
2	1¼
2½	1¼
3	2
4	3

Dari Kern, tabel 11 dipilih pipa dengan spesifikasi:

Spesifikasi	<i>Outer pipe/Anulus</i>	<i>Inner pipe</i>
IPS, in	2,5	1,25
OD, in	2,88	1,66
ID, in	2,469	1,38
at, in <sup>2</sup>	4,79	1,5
ao, ft <sup>2</sup> /ft	0,753	0,435
Sch. No	40	40

### Menghitung panjang total (L)

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{ao \text{ inner pipe}} \\
 &= \frac{1,691718386}{0,435} \\
 &= 3,889007784 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Diambil panjang pipa standar = 12 ft

Hairpin terdiri dari 2 pipa (n = 2), banyaknya hairpin dihitung dengan:

$$\begin{aligned}
 h &= \frac{L}{2 \times lt} \\
 &= \frac{3,889007784 \text{ ft}}{2 \times 12 \text{ ft}} \\
 &= 0,162041991 \approx 1 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

### Menghitung UD terkoreksi

$$\begin{aligned}
 U_D \text{ terkoreksi} &= \frac{q}{n h L ao \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{4081,04966}{2 \times 1 \times 3,889007784 \times 0,435 \times 96,494} \\
 &= 12,5 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

### Inner pipe, cold fluid

Luas pipa

$$ID = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 A_p &= \frac{\pi ID^2}{4} \\
 &= \frac{\pi \times 0,115^2}{4} \\
 &= 0,01 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan massa umpan

$$F_v = 120,455 \text{ kg/jam} = 265,557 \text{ lb/jam}$$

$$\begin{aligned}
 G_p &= F_v/A_p \\
 &= 265,557 \text{ lb/jam} / 0,01 \text{ ft}^2 \\
 &= 26555,7 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold

$$\mu = 0,0640393 \text{ cP} = 0,15491 \text{ lb/ft jam}$$

Dari Kern, persamaan 7.3:

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{G_p ID}{\mu} \\
 &= \frac{26555,7 \times 0,115}{0,15491} \\
 &= 19714,063
 \end{aligned}$$

Menghitung  $h_i$  dan  $h_{io}$

$$\text{Dari Kern, fig. 24 diperoleh } j_H = 69$$

$$\text{Panas spesifik (Cp)} = 0,57 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Konduktivitas panas (k)} = 0,6 \text{ BTU/jam ft } ^\circ\text{F}$$

$$h_i = j_H \left[ \frac{k}{ID} \right] \left[ \frac{cp \mu}{k} \right]^{1/3} \quad (\text{Kern, pers 6.15a, hal 111})$$

$$\begin{aligned}
 &= 69 \left[ \frac{0,6}{0,115} \right] \left[ \frac{0,57 \times 0,15491}{0,6} \right]^{1/3} \\
 &= 190,0657212 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \frac{ID}{OD} \\
 &= 190,0657212 \times \frac{1,38}{1,66} \\
 &= 158,0064429 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

**Outer pipe/Anulus, hot fluid**

Luas pipa

$$OD_i = 1,66 \text{ in} = 0,138 \text{ ft}$$

$$OD_o = 2,88 \text{ in} = 0,24 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 A_a &= \frac{\pi (OD_o^2 - OD_i^2)}{4} \\
 &= 0,0302 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Kecepatan massa steam

$$W_s = 1,907794 \text{ lb/jam}$$

$$G_a = W_s/A_a$$

$$= 63,17198675 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Condensation of steam ( $h_o$ )



$$h_o = 1500 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

### Menghitung Uc dan Rd

$$U_c = \frac{h_i \times h_o}{h_i + h_o} \quad (\text{Kern, pers. 6.38, hal 121})$$

$$= \frac{158,0064429 \times 1500}{158,0064429 + 1500}$$

$$= 142,9485786 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R_d \text{ min} = 0,002 \quad (\text{Kern, tabel 12, hal 845})$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \quad (\text{Kern, pers. 6.13, hal 108})$$

$$= \frac{142,9485786 - 12,5}{142,9485786 \times 12,5}$$

$$= 0,073004477$$

$R_d > R_d \text{ min}$ , maka alat layak digunakan

### COOLER

Fungsi	Menurunkan suhu keluaran reaktor dari 90 °C menjadi 65 °C dengan menggunakan pendingin air
Jenis	Double pipe heat exchanger
Bahan konstruksi	Stainless steel
Media pendingin	Air
Kecepatan umpan	19328,5085 lb/jam
Kebutuhan air pendingin	21224,18083 lb/jam
Luas transfer panas (A)	125,5621031 ft <sup>2</sup>
Panjang pipa (L)	20 ft
Jumlah hairpin	7

Kondisi operasi:

- Suhu masuk = 90 °C

- Suhu keluar = 65 °C

### Kebutuhan air pendingin

Suhu air pendingin masuk ( $t_1$ ) = 30 °C = 86 °F

Suhu air pendingin keluar ( $t_2$ ) = 40 °C = 104 °F

Cp air pendingin = 1 BTU/lb °F

$$Q = 382035,2549 \text{ BTU/jam}$$

$$W_a = \frac{Q}{C_p(t_2 - t_1)}$$

$$= \frac{382035,2549}{1 \times (104 - 86)}$$

$$= 21224,18083 \text{ lb/jam}$$

$$= 9627,1264 \text{ kg/jam}$$

### Perhitungan luas transfer panas

Menentukan  $\Delta T_{LMTD}$

$$\text{Suhu pendingin masuk } (t_1) = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu pendingin keluar } (t_2) = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 104 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu umpan masuk } (T_1) = 90 \text{ }^\circ\text{C} = 194 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu umpan keluar } (T_2) = 65 \text{ }^\circ\text{C} = 149 \text{ }^\circ\text{F}$$

Dari Kern, persamaan 5.14:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= 75,69917781 \text{ }^\circ\text{F}$$

Overall heat transfer (UD)

Dari Kern, tabel 8 dipilih Ud untuk:

Hot fluid = Heavy organics

Cold fluid = Water

Untuk perancangan dipilih harga UD = 60 BTU/jam ft<sup>2</sup> °F

### Luas transfer panas

Dari Kern, persamaan 5.15:

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}}$$

$$= \frac{382035,2549}{60 \times 75,69917781}$$

$$= 84,11259452 \text{ ft}^2$$

Luas transfer panas < 200 ft<sup>2</sup>, maka dipilih double pipe exchanger (Kern, hal 103).

## Pemilihan pipa

Dari Kern, tabel 6.1 didapat ukuran standar pipa untuk double pipe exchanger:

TABLE 6.1. DOUBLE PIPE EXCHANGER FITTINGS

Outer pipe, IPS	Inner pipe, IPS
2	1¼
2½	1¼
3	2
4	3

Dari Kern, tabel 11 dipilih pipa dengan spesifikasi

Spesifikasi	Outer pipe/Anulus	Inner pipe
IPS, in	2,5	1,25
OD, in	2,88	1,66
ID, in	2,469	1,38
at, in <sup>2</sup>	4,79	1,5
ao, ft <sup>2</sup> /ft	0,753	0,435
Sch. No	40	40

### Menghitung panjang total (L)

$$\begin{aligned}
 L &= \frac{A}{ao \text{ inner pipe}} \\
 &= \frac{84,11259452}{0,435} \\
 &= 193,3622863 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Diambil panjang pipa standar = 20 ft

Hairpin terdiri dari 2 pipa (n = 2), banyaknya hairpin dihitung dengan:

$$\begin{aligned}
 h &= \frac{L}{2 \times lt} \\
 &= \frac{193,3622863 \text{ ft}}{2 \times 20 \text{ ft}} \\
 &= 4,834057156 \approx 5 \text{ buah}
 \end{aligned}$$

### Menghitung UD terkoreksi

$$\begin{aligned}
 U_D \text{ terkoreksi} &= \frac{q}{n h L ao \Delta T_{LMTD}} \\
 &= \frac{382035,2549}{2 \times 5 \times 193,3622863 \times 0,435 \times 75,69} \\
 &= 4,285714286 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

### Inner pipe, cold fluid

Luas pipa

$$ID = 1,38 \text{ in} = 0,115 \text{ ft}$$

$$A_p = \frac{\pi ID^2}{4}$$
$$= \frac{\pi \times 0,115^2}{4}$$
$$= 0,01 \text{ ft}^2$$

Kecepatan massa air pendingin

$$W_a = 21224,18083 \text{ lb/jam}$$

$$G_a = F_v/A_p$$
$$= 21224,18083 \text{ lb/jam} / 0,01 \text{ ft}^2$$
$$= 2122418,083 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Bilangan Reynold

$$\mu = 0,82 \text{ cP} = 1,98 \text{ lb/ft jam}$$

Dari Kern, persamaan 7.3:

$$Re = \frac{G_a ID}{\mu}$$
$$= \frac{2122418,083 \times 0,115}{1,98}$$
$$= 123271,7573$$

Menghitung  $h_i$  dan  $h_o$

Dari Kern, fig. 24 diperoleh  $jH = 300$

Panas spesifik ( $C_p$ ) = 1 BTU/lb °F

Konduktivitas panas ( $k$ ) = 4,25 BTU/jam ft °F

$$h_i = jH \left[ \frac{k}{ID} \right] \left[ \frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3} \quad (\text{Kern, pers 6.15a, hal 111})$$

$$= 300 \left[ \frac{4,25}{0,115} \right] \left[ \frac{1 \times 1,98}{4,25} \right]^{1/3}$$
$$= 8597,027958 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

$$h_o = h_i \frac{ID}{OD}$$
$$= 8597,027958 \times \frac{1,38}{1,66}$$
$$= 7146,926856 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

### Outer pipe/Anulus, hot fluid

Luas pipa

$$OD_i = 1,66 \text{ in} = 0,138 \text{ ft}$$

$$ODo = 2,88 \text{ in} = 0,24 \text{ ft}$$

$$Aa = \frac{\pi (ODo^2 - ODi^2)}{4}$$

$$= 0,0302 \text{ ft}^2$$

Kecepatan massa umpan

$$Fv = 19328,5085 \text{ lb/jam}$$

$$Gp = Fv/Aa$$

$$= 640016,8377 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}$$

Bilangan Reynold

$$\mu = 2,104 \text{ cP} = 5,089 \text{ lb/ft jam}$$

$$Re = \frac{Gp \cdot ID}{\mu}$$

$$= 14462,94681$$

Menghitung ho

Dari Kern, fig. 24 diperoleh jH = 49

Panas spesifik (Cp) = 0,445 BTU/lb °F

Konduktivitas panas (k) = 1,27 BTU/jam ft °F

$$ho = jH \left[ \frac{k}{D} \right] \left[ \frac{cp \mu}{k} \right]^{1/3} \quad (\text{Kern, pers 6.15a, hal 111})$$

$$= 656,1927945 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

**Menghitung Uc dan Rd**

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho} \quad (\text{Kern, pers. 6.38, hal 121})$$

$$= \frac{7146,926856 \times 656,1927945}{7146,926856 + 656,1927945}$$

$$= 601,0111489 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

Rd min = 0,002 (Kern, tabel 12, hal 845)

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud} \quad (\text{Kern, pers. 6.13, hal 108})$$

$$= \frac{601,0111489 - 4,285714286}{601,0111489 \times 4,285714286}$$

$$= 0,231669471$$

Rd > Rd min, maka alat layak digunakan

## CONDENSOR

Fungsi	Mengembunkan hasil atas menara distilasi (MD-01) pada suhu 233,563 °C dengan pendingin air
Jenis	Shell and tube condenser
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 304 grade C
Kecepatan umpan	271203,6057 lb/jam
Luas transfer panas (A)	160,1456221 ft <sup>2</sup>
Panjang (L)	16 ft
Shell side	
ID shell	12 in
nt	44
pass	8
L	16 ft
Tube side	
OD	1 in
BWG	16
ID	0,87 in
at'	0,594 in <sup>2</sup>
at''	0,2618 ft/ft

### Kebutuhan air pendingin

$$\text{Suhu air pendingin masuk } (t_1) = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 86 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu air pendingin keluar } (t_2) = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 104 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{Cp air pendingin} = 1 \text{ BTU/lb }^\circ\text{F}$$

$$Q = 271203,6057 \text{ BTU/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Wa} &= \frac{Q}{C_p(t_2 - t_1)} \\ &= \frac{271203,6057}{1 \times (104 - 86)} \\ &= 15066,86698 \text{ lb/jam} \\ &= 6834,215901 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Perhitungan luas transfer panas

Menentukan  $\Delta T_{LMTD}$

Suhu pendingin masuk ( $t_1$ ) = 30 °C = 86 °F

Suhu pendingin keluar ( $t_2$ ) = 40 °C = 104 °F

Suhu umpan masuk ( $T_1$ ) = 233,563 °C = 452,4134 °F

Suhu umpan keluar ( $T_2$ ) = 233,563 °C = 452,4134 °F

Dari Kern, persamaan 5.14:

$$\begin{aligned}\Delta T_{LMTD} &= \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \\ &= 338,6962468 \text{ °F}\end{aligned}$$

Dari Kern, tabel 8 dipilih  $U_D$  untuk:

Hot fluid = Heavy organics

Cold fluid = Water

Untuk perancangan dipilih harga  $U_D = 5 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$

### Luas transfer panas

Dari Kern, persamaan 5.15:

$$\begin{aligned}A &= \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{271203,6057}{5 \times 338,6962468} \\ &= 160,1456221 \text{ ft}^2\end{aligned}$$

### Pemilihan pipa

Dari Kern, tabel 10 hal 843 dipilih pipa dengan spesifikasi:

Spesifikasi	<i>Outer pipe/Anulus</i>
OD, in	1
BWG	16
ID, in	0,87
at', in <sup>2</sup>	0,594
at", ft/ft	0,2618

Dari Towler dan Sinnott hal 805, L standar 6, 8, 10, 12, 16 dan 24 ft

Dipilih panjang HE 16 ft

Jumlah pipa

$$\begin{aligned}nt &= \frac{A}{at''L} \\ &= \frac{160,1456221}{0,2618 \times 16}\end{aligned}$$

$$= 38,23186166 \text{ buah}$$

Dipilih triangular pitch dengan spesifikasi didapat dari Kern, tabel 9 hal 842

Untuk OD 1 in pada 1,25 in triangular pitch

$$\text{ID shell} = 12 \text{ in} = 1 \text{ ft}$$

$$n_t = 44 \text{ buah}$$

$$\text{Pass} = 8$$

Menghitung  $U_D$  terkoreksi

$$\begin{aligned} U_D \text{ terkoreksi} &= \frac{Q}{n_t a t'' L \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{271203,6057}{44 \times 0,2618 \times 16 \times 338,6962468} \\ &= 4,344529734 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

**hio, ho dan Uc**

**Shell side (fluida dingin)**

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Baffle} = 2$$

$$B = \text{ID shell/baffle}$$

$$= 6$$

$$\text{Pitch} = 1,25 \text{ in}$$

$$C' = \text{OD} - \text{pitch}$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

Persamaan 7.1 Kern hal 138

$$\begin{aligned} a_s &= \frac{\text{ID} \times C' / B}{P t \times 144} \\ &= \frac{12 \times 0,25 \times 6}{1,25 \times 144} \\ &= 0,1 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Fluks massa

Persamaan 7.2 Kern hal 138

$$G_s = W/a_s$$

$$W = 15066,86698 \text{ kg/jam}$$

$$= 33216,75578 \text{ lb/jam}$$

$$G_s = 332167,5578 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$\mu = 1,98 \text{ lb/ft. Jam}$$

$$\text{Re} = \frac{G_s \times \text{ID}}{\mu}$$



$$= 167761,3928$$

Dari Kern, fig. 24 diperoleh  $jH = 349$

$$De = 0,0825 \text{ ft}$$

$$\text{Panas spesifik (Cp)} = 1 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Konduktivitas panas (k)} = 4,25 \text{ BTU/jam ft } ^\circ\text{F}$$

$$ho = jH \left[ \frac{k}{D} \right] \left[ \frac{cp \mu}{k} \right]^{1/3} \quad (\text{Kern, pers 6.15a, hal 111})$$

$$= 349 \left[ \frac{4,25}{0,0825} \right] \left[ \frac{1 \times 1,98}{4,25} \right]^{1/3}$$

$$= 13937,53043 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

**Tube side (fluida panas)**

$$at'' = 0,594 \text{ in}^2$$

$$nt = 44$$

$$pass = 8$$

$$at = 0,1 \text{ ft}^2$$

Fluks massa

$$Gt = W/at$$

$$W = 159,922 \text{ kg/jam}$$

$$= 352,567 \text{ lb/jam}$$

$$Gt = 3525,67 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$\mu = 0,45 \text{ lb/ft. Jam}$$

$$Re = \frac{Gt \times ID}{\mu}$$

$$= 6816,295333$$

Dari Kern, fig. 24 diperoleh  $jH = 30$

$$\text{Panas spesifik (Cp)} = 0,59 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Konduktivitas panas (k)} = 1,18 \text{ BTU/jam ft } ^\circ\text{F}$$

$$ID = 0,0725 \text{ ft}$$

$$hi = jH \left[ \frac{k}{ID} \right] \left[ \frac{cp \mu}{k} \right]^{1/3} \quad (\text{Kern, pers 6.15a, hal 111})$$

$$= 30 \left[ \frac{1,18}{0,0725} \right] \left[ \frac{0,59 \times 0,45}{1,18} \right]^{1/3}$$

$$= 296,9793899 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$hio = hi \frac{ID}{OD}$$

$$= 258,4754594 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

### Menghitung Uc dan Rd

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Kern, pers. 6.38, hal 121})$$

$$= 253,7692369 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$R_d \text{ min} = 0,002 \text{ (Kern, tabel 12, hal 845)}$$

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \quad (\text{Kern, pers. 6.13, hal 108})$$

$$= \frac{253,7692369 - 4,344529734}{253,7692369 \times 4,344529734}$$

$$= 0,226233921$$

$$= 0,226233921$$

$R_d > R_d \text{ min}$ , maka alat layak digunakan

### REBOILER

Fungsi	Menguapkan sebagian hasil bawah menara distilasi (MD-01)
Jenis	Kettle reboiler with shell and tube heat exchanger
Bahan konstruksi	Stainless steel SA 304 grade C
Kecepatan umpan	3142086,982 lb/jam
Luas transfer panas (A)	491,7194025 ft <sup>2</sup>
Panjang (L)	24 ft
Shell side	
ID shell	15,25 in
nt	80
pass	4
L	24 ft
Tube side	
OD	1 in
BWG	16
ID	0,87 in
at'	0,594 in <sup>2</sup>
at''	0,2618 ft/ft

### **Kebutuhan dowtherm A**

Digunakan dowtherm A sebagai media pemanas dengan sifat fisis:

Tekanan = 70,73 psia = 4,81 atm

Suhu masuk (t1) = 343,33 °C = 650 °F

Hfg = 785,3 BTU/lb

Q = 3315077,26 kJ/jam

= 3142086,9821 BTU/jam

$$W_s = \frac{Q}{\Delta H_{fg}}$$

$$W_s = \frac{3142086,9821 \text{ BTU/jam}}{785,3 \text{ BTU/lb}}$$

$$W_s = 4001,129482 \frac{\text{lb}}{\text{jam}}$$

$$W_s = 1814,88180 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

### **Perhitungan luas transfer panas**

Menentukan  $\Delta T_{LMTD}$

Suhu dowtherm A masuk (T1) = 343,33 °C

Suhu dowtherm A keluar (T2) = 343,33 °C

Suhu umpan masuk (t1) = 197,94 °C

Suhu umpan keluar (t2) = 276,53 °C

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$= 101,0522204 \text{ °C}$$

$$= 213 \text{ °F}$$

### **Overall heat transfer (UD)**

Dari Kern, tabel 8 dipilih Ud untuk:

Hot fluid = Heavy organics

Cold fluid = Heavy organics

Untuk perancangan dipilih harga UD = 30 BTU/jam ft<sup>2</sup> °F

### Luas transfer panas

Dari Kern, persamaan 5.15:

$$\begin{aligned} A &= \frac{Q}{U_D \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{3142086,9821}{30 \times 213} \\ &= 491,7194025 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

### Pemilihan pipa

Dari Kern, tabel 10 hal 843 dipilih pipa dengan spesifikasi:

Spesifikasi	Outer pipe/Anulus
OD, in	1
BWG	16
ID, in	0,87
at', in <sup>2</sup>	0,594
at", ft/ft	0,2618

Dari Towler dan Sinnott hal 805, L standar 6, 8, 10, 12, 16 dan 24 ft

Dipilih panjang HE 24 ft

Jumlah pipa

$$\begin{aligned} nt &= \frac{A}{at'' L} \\ &= \frac{491,7194025}{0,2618 \times 24} \\ &= 78,25939052 \text{ buah} \end{aligned}$$

Dipilih triangular pitch dengan spesifikasi didapat dari Kern, tabel 9 hal 842

Untuk OD 1 in pada 1,25 in triangular pitch

ID shell = 15,25 in

nt = 80 buah

Pass = 4

Menghitung  $U_D$  terkoreksi

$$\begin{aligned} U_D \text{ terkoreksi} &= \frac{q}{nt \text{ at}'' L \Delta T_{LMTD}} \\ &= \frac{3142086,982}{80 \times 0,2618 \times 24 \times 213} \\ &= 29,34727145 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

**hio, ho dan Uc**

**Shell side (fluida dingin)**

$$\text{OD} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Baffle} = 2$$

$$\begin{aligned} B &= \text{ID shell/baffle} \\ &= 7,625 \end{aligned}$$

$$\text{Pitch} = 1,25 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} C' &= \text{OD} - \text{pitch} \\ &= 0,25 \text{ in} \end{aligned}$$

Persamaan 7.1 Kern hal 138

$$\begin{aligned} \text{as} &= \frac{ID \times C' / B}{Pt \times 144} \\ &= \frac{15,25 \times 0,25 \times 7,625}{1,25 \times 144} \\ &= 0,161501736 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Fluks massa

Persamaan 7.2 Kern hal 138

$$G_s = W / \text{as}$$

$$\begin{aligned} W &= 7575,757 \text{ kg/jam} \\ &= 16701,685 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$G_s = 103414,8945 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$\mu = 1,44 \text{ cP} = 3,49 \text{ lb/ft jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{G_s \times ID}{\mu} \\ &= 25779,64419 \end{aligned}$$

Dari Kern, fig. 24 diperoleh  $jH = 78$

$$De = 0,0825 \text{ ft}$$

$$\text{Panas spesifik (Cp)} = 0,48 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Konduktivitas panas (k)} = 0,69 \text{ BTU/jam ft } ^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} h_o &= jH \left[ \frac{k}{D} \right] \left[ \frac{\text{cp } \mu}{k} \right]^{1/3} \quad (\text{Kern, pers 6.15a, hal 111}) \\ &= 78 \left[ \frac{0,69}{0,0825} \right] \left[ \frac{0,48 \times 3,49}{0,69} \right]^{1/3} \\ &= 876,7900299 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

**Tube side (fluida panas)**

$$a_t'' = 0,594 \text{ in}^2$$

$$n_t = 80$$

$$\text{pass} = 4$$

$$a_t = 0,161501736 \text{ ft}^2$$

Fluks massa

$$G_t = W/a_t$$

$$W = 4001,129482 \text{ lb/jam}$$

$$G_t = 24774,52923 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam}$$

$$\mu = 0,28 \text{ lb/ft. Jam}$$

$$Re = \frac{G_t \times ID}{\mu}$$

$$= 76978,00153$$

Dari Kern, fig. 24 diperoleh  $j_H = 220$

Panas spesifik ( $C_p$ ) = 0,86 BTU/lb °F

Konduktivitas panas ( $k$ ) = 0,02 BTU/jam ft °F

$$ID = 0,0725 \text{ ft}$$

$$h_i = j_H \left[ \frac{k}{ID} \right] \left[ \frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3} \quad (\text{Kern, pers 6.15a, hal 111})$$

$$= 220 \left[ \frac{0,02}{0,0725} \right] \left[ \frac{0,86 \times 0,28}{0,02} \right]^{1/3}$$

$$= 139,0987216 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$= 121,0643135 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

**Menghitung  $U_c$  dan  $R_d$**

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Kern, pers. 6.38, hal 121})$$

$$= 106,3762299 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F}$$

$R_d \text{ min} = 0,002$  (Kern, tabel 12, hal 845)

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \quad (\text{Kern, pers. 6.13, hal 108})$$

$$= \frac{106,3762299 - 29,34727145}{106,3762299 \times 29,34727145}$$

$$= 0,024674122$$

$R_d > R_d \text{ min}$ , maka alat layak digunakan

## POMPA

Fungsi	Mengalirkan asam sulfat (H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> ) dari truk pengangkut ke tangki (T-02)
Jenis	Pompa sentrifugal
Pemilihan pipa	
NPS	4 in
Sch. No	40
Diameter luar (OD)	4,5 in
Diameter dalam (ID)	4,026 in
Luas penampang (ap)	12,7 in <sup>2</sup>
Spesifikasi pompa	
Kapasitas pompa	224,638 gpm
Pressure head	0,019 m
Velocity head	1,533 m
Friction head	3,928 m
Putaran pompa	
Kecepatan putar	1000 rpm
Effisiensi motor	81%
Motor standard	2 Hp

$$F_v = 88462,152 \text{ kg/jam} = 195025,6614 \text{ lb/jam}$$

$$\text{Densitas Cairan } (\rho) = 1,7339 \text{ kg/l} = 108,24 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 19,337582 \text{ cP} = 0,01299 \text{ lb/ft.det}$$

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

$$= \frac{195025,6614}{108,24}$$

$$= 1801,789185 \text{ ft}^3/\text{jam} = 0,500497 \text{ ft}^3/\text{s} = 224,638 \text{ gpm}$$

$$\text{Di optimum} = 3,9 (Q_f)^{0,45} x (\rho)^{0,13} \text{ (Peter Timerhous edisi 4 fig 14-2 hal 498)}$$

$$= 3,9 (0,500497)^{0,45} x (108,24)^{0,13}$$

$$= 5,25128615 \text{ in}$$

### Pemilihan pipa

Standarisasi (Tabel 11, Kern, hal 844), diperoleh :

$$\text{NPS} = 4 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 4,5 \text{ in} = 0,375 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 4,026 \text{ in} = 0,336 \text{ ft} = 0,102 \text{ m}$$

$$A \text{ (flow area)} = 12,7 \text{ in}^2 = 0,088 \text{ ft}^2$$

$$\text{Schedule} = 40$$

### Menghitung kecepatan linier (v)

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,500497}{0,088} \\ &= 5,687 \text{ ft/det} = 1,7335 \text{ m/det} \end{aligned}$$

Menentukan bilangan Reynold :

$$\begin{aligned} N_{Re} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu} \\ &= \frac{108,24 \times 5,687 \times 0,336}{0,01299} \quad (\text{Geankoplis pers 3.4-1, hal 144}) \\ &= 15923,43342 \quad (N_{Re} > 2100 \text{ maka aliran turbulen}) \end{aligned}$$

Dari Brown, fig.126 hal 141, bahan commercial steel didapat didapat  $\frac{\epsilon}{D} = 0,00035$

Dari Brown, fig.125 hal 140, didapat  $f = 0,027$

### Menentukan panjang pipa

Ukuran pipa didapatkan dari fig.127 hal 141 (Brown, 1950):

- 1 sudden enlargement (Se) = (1 x 2,25) = 2,25 ft
2. 1 sudden contraction (Sc) = (1 x 2,25) = 2,25 ft
3. 5 standar elbow (el) = (5 x 5) = 25 ft
4. 1 gate valve (Gv) = (1 x 2,25) = 2,25 ft

$$L_e = (\text{Se} + \text{Sc} + \text{el} + \text{Gv}) = 31,75 \text{ ft} = 9,68 \text{ m}$$

### Menghitung Head Pompa

#### Pressure head

$$\text{Tekanan asal (P}_1) = 1 \text{ atm} = 10332,275 \text{ kgf/m}^2$$

$$\text{Tekanan tujuan (P}_2) = 1,1 \text{ atm} = 10365,5 \text{ kgf/m}^2$$

$$\text{Densitas Cairan } (\rho) = 1733,9 \text{ kg/m}^3$$



$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho} = \frac{(10365,5 - 10332,275) \frac{\text{kgf}}{\text{m}^2}}{1733,9 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{9,81 \frac{\text{m}}{\text{det}^2}}{9,81 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{kgf} \cdot \text{det}^2}}}$$

$$= 0,019 \text{ m}$$

$$= 0,062 \text{ ft}$$

### Velocity head

$$H_v = \frac{(v^2 - v^1)}{2g} = \frac{(1,7335^2 - 0^2)}{2 \times 0,98}$$

$$= 1,533 \text{ m}$$

$$= 5,030 \text{ ft}$$

### Friction head

$$H_f = \frac{f \cdot v^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot ID} = \frac{0,027 \times 1,7335^2 \times 9,68}{2 \times 0,98 \times 0,102}$$

$$= 3,928 \text{ m}$$

$$= 12,888 \text{ ft}$$

Total head pompa :

$$H = H_p + H_v + H_f$$

$$= 0,062 \text{ ft} + 5,030 \text{ ft} + 12,888 \text{ ft}$$

$$= 17,98 \text{ ft}$$

### Menghitung kecepatan spesifik

Putaran pompa (N) = 1000 rpm

(Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E., vol 3, ed III, hal 624)

Debit cairan = 224,638 gpm

Head total = 17,98 ft

$$N's = \frac{N \cdot (Q)^{0,5}}{h^{0,75}} \text{ (Persamaan 5.2 hal 200 (Culson & Richardson, vol 6, ed III, 1999))}$$

$$= \frac{1000 \times (224,638)^{0,5}}{(17,98)^{0,75}}$$

$$= 1716,521 \text{ rpm}$$

### Menghitung brake horse power

$$\eta = 79 \%$$

(Diperoleh dari fig 14.37 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV, hal 520, 1991)

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{Q \cdot h}{3960 \cdot \eta} \\ &= \frac{224,638 \times 17,98}{3960 \times 0,79} \\ &= 1,291 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor 81%

(Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV, hal 521, 1991)

$$\begin{aligned} \text{BPM} &= \frac{1,291}{0,81} \\ &= 1,593 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan daya motor standar = 2 Hp (Ludwig, E.E., vol 3, ed III, hal 628)

## LAMPIRAN UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, steam, listrik, udara tekan, dan bahan bakar dimana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas terdiri dari unit pengolahan air, unit pembuatan steam, unit penyedia listrik dan bahan bakar.

### A. Unit penyediaan air

Unit penyediaan air meliputi:

- ✓ Menghitung kebutuhan air
- ✓ Menghitung air make up
- ✓ Syarat-syarat air
- ✓ Unit pengolahan air bersih

#### 1. Menghitung kebutuhan air

Air yang digunakan meliputi:

- ✓ Air pendingin
- ✓ Air umpan boiler
- ✓ Air rumah tangga dan layanan umum

Data:

$$\text{Suhu air} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$$

$$\text{Rapat massa} = 995,647\text{ kg/m}^3 = 0,995\text{ kg/l}$$

(Perry's Chemical Engineer Handbook, 2008, 8th ed, table 2-28, p. 2-91)

##### a. Air pendingin

$$\text{Reaktor} = 33.485,2465\text{ kg/jam}$$

$$\text{Cooler-01} = 9.627,1264\text{ kg/jam}$$

$$\text{Cooler-02} = 121.575,095\text{ kg/jam}$$

$$\text{Cooler-03} = 749,729905\text{ kg/jam}$$

$$\text{Kondensor-01} = 6.834,21590\text{ kg/jam} +$$

$$\text{Total} = 172.271,413\text{ kg/jam}$$

##### b. Air umpan boiler

$$\text{Evaporator} = 640,4033\text{ kg/jam}$$

$$\text{Heater-01} = 1,907794\text{ kg/jam}$$

$$\text{Heater-02} = 113,1241\text{ kg/jam} +$$

$$\text{Total} = 755,4353\text{ kg/jam}$$

c. Air rumah tangga dan layanan umum

1. Air rumah tangga

Air untuk perumahan berkisar antara 125 – 200 liter/orang.hari (Sularso, 2004)

Diambil: 150 liter/orang.hari

Di lingkungan pabrik ada 9 rumah dan setiap rumah ditempati 4 orang.

$$= 9 \text{ rumah} \times \frac{5 \text{ orang}}{\text{rumah}} \times \frac{150 \text{ liter}}{\text{orang .hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 225 \text{ liter/jam}$$

2. Air layanan umum

a) Air sanitasi

▪ Air untuk karyawan

- Karyawan shift

Air untuk karyawan shift berkisar antara 75 – 150 liter/orang.hari (Sularso, 2004)

Diambil: 100 liter/orang.hari

Jumlah karyawan shift 70 orang

$$= 70 \text{ karyawan} \times \frac{100 \text{ liter}}{\text{hari .karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 292 \text{ liter/jam}$$

- Karyawan non shift

Air untuk karyawan non shift berkisar antara 75 – 150 liter/orang.hari (Sularso, 2004)

Diambil: 100 liter/orang.hari

Jumlah karyawan non shift 70 orang

$$= 70 \text{ karyawan} \times \frac{100 \text{ liter}}{\text{hari .karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 292 \text{ liter/jam}$$

▪ Taman

Kebutuhan air untuk taman sebanyak 2000 liter/hari

$$= \frac{2000 \text{ liter}}{\text{karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 84 \text{ liter/jam}$$

- **Kantin**

Pengunjung kantin sebanyak 100 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 4 jam/hari

$$= 100 \text{ pengunjung} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari} \cdot \text{karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{4 \text{ jam}}$$

$$= 250 \text{ liter/jam}$$

- **Poliklinik**

Pengunjung poliklinik sebanyak 50 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 4 jam/hari

$$= 50 \text{ pengunjung} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari} \cdot \text{karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{4 \text{ jam}}$$

$$= 125 \text{ liter/jam}$$

- **Laboratorium & QC**

Dirancang kebutuhan air untuk memenuhi 10 orang karyawan dan masing-masing mendapatkan 10 liter/orang.

$$= 10 \text{ pengunjung} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari} \cdot \text{karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{4 \text{ jam}}$$

$$= 25 \text{ liter/jam}$$

- **Masjid**

Pengunjung masjid sebanyak 120 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 10 liter/hari dengan pemakaian air rata-rata 2 jam/hari

$$= 120 \text{ pengunjung} \times \frac{10 \text{ liter}}{\text{hari} \cdot \text{karyawan}} \times \frac{1 \text{ hari}}{2 \text{ jam}}$$

$$= 600 \text{ liter/jam}$$

Total kebutuhan air sanitasi sebagai berikut:

Karyawan = 584 liter/jam

Taman = 84 liter/jam

Kantin = 250 liter/jam

Poliklinik = 125 liter/jam

Lab & QC = 25 liter/jam

Masjid = 600 liter/jam +

Total = 1.668 liter/jam

b) Air hydrant dan servis

▪ Air hydrant

Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran sebanyak 500.000 liter dengan waktu tinggal 3 bulan

$$= \frac{500.000 \text{ liter}}{3 \text{ bulan} \times 30 \frac{\text{hari}}{\text{bulan}} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}}}$$

$$= 232 \text{ liter/jam}$$

▪ Air Service

Kebutuhan air servis 10% dari kebutuhan air sanitasi

$$= 10\% \times 1.668 \text{ liter/jam}$$

$$= 168 \text{ liter/jam}$$

Total kebutuhan air hydrant dan air servis sebagai berikut:

$$\text{Hydrant} = 232 \text{ liter/jam}$$

$$\text{Servis} = 168 \text{ liter/jam} +$$

$$\text{Total} = 400 \text{ liter/jam}$$

Total air rumah tangga dan layanan umum

$$= (225 + 1.668 + 400) \text{ liter/jam}$$

$$= 2293 \text{ liter/jam} \times 0,995 \text{ kg/liter}$$

$$= 2.282 \text{ kg/jam}$$

Sehingga diperoleh total kebutuhan air saat start up

$$\text{Air pendingin} = 172.271,413 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air umpan boiler} = 755,43 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air rumah tangga dan layanan umum} = 2.282 \text{ kg/jam} +$$

$$\text{Total} = 175.308,849 \text{ kg/jam}$$

## 2. Menghitung air make up

Air make up adalah air yang disediakan untuk ditambahkan di unit pengolahan air karena pada saat proses berlangsung ada pengurangan air atau air yang hilang.

a. Unit menara pendingin

Dalam menara pendingin, terjadi transfer panas dari air ke udara dan transfer massa dari air ke udara, sehingga suhu air keluar menara pendingin kembali 30°C dan massa air berkurang akibat penguapan (evaporated loss), drift loss dan blowdown.

- Evaporated loss (We) = 2.700,367 kg/jam
- Drift loss (Wd) = 34,454 kg/jam
- Air blowdown (Wb) = 1.315,729 kg/jam +
- Total = 4.050,551 kg/jam

Maka kebutuhan air make up menara pendingin:

$$W_t = 4.050,551 \text{ kg/jam}$$

b. Unit pembangkit uap (boiler)

Air yang hilang pada unit pembangkit uap diperkirakan sebesar 10% dari steam yang dibangkitkan.

(United Nations Environment Programme, Thermal Energy Equipment: Boilers and Thermic Fluid Heaters, 2006)

$$\begin{aligned} \text{Air hilang} &= 10\% \times \text{steam} \\ &= 10\% \times 755,435 \text{ kg/jam} = 75,544 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

c. Air rumah tangga dan layanan umum

Air yang hilang untuk keperluan rumah tangga dan layanan umum

$$\text{Air hilang} = 2282 \text{ kg/jam}$$

d. Blowdown clarifier

Menurut Broughton J, hal 81, "Process Utility System", air yang hilang pada saat blowdown untuk pengolahan air berkisar antara 2 – 5%. Diambil: 3,5%

Air hilang = 3,5% × (menara pendingin + boiler + air rumah tangga dan layanan umum)

$$\begin{aligned} &= 3,5\% \times (4050,551 + 75,544 + 2.282) \text{ kg/jam} \\ &= 224,283 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

e. *Blowdown* bak pengendap

Menurut Broughton J, hal 81, "Process Utility System", air yang hilang pada saat blowdown untuk pengolahan air berkisar antara 2 – 5%. Diambil: 3,5%

Air hilang = 3,5% × (menara pendingin + boiler + air rumah tangga dan layanan umum)

$$\begin{aligned} &= 3,5\% \times (4050,551 + 75,544 + 2.282) \text{ kg/jam} \\ &= 224,283 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka jumlah air make up yang harus disediakan:

Unit menara pendingin = 4.050,551 kg/jam

Unit boiler = 75,544 kg/jam

Air rumah tangga dan layanan umum = 2.282 kg/jam

Blowdown clarifier = 224,283 kg/jam

Blowdown bak pengendap = 224,283 kg/jam +

---

Total = 6.856,661 kg/jam

Kebutuhan air saat start up sebesar 175.308,849 kg/jam, sedangkan kebutuhan air saat kontinyu sebesar 6.856,661 kg/jam.

### 3. Syarat-syarat air

Berikut syarat-syarat air sebelum digunakan:

a. Air pendingin, air hydrant dan servis

- Bebas partikel padatan
- Stabil dalam proses pendinginan
- Mampu membawa panas sebagai panas sensibel
- Tidak menyebabkan korosi

b. Air umpan boiler

- Bebas partikel padatan
- Bebas dari garam-garam terlarut
- Bebas mineral
- Bebas dari gas-gas terlarut

c. Air rumah tangga dan layanan umum

- Bebas partikel padatan
- Jernih, tidak berwarna, tidak berbau dan tidak berasa
- Kesadahan rendah
- Bebas bakteri patogen dan non patogen
- Tidak mengandung zat-zat organik



#### 4. Unit pengolahan air

- a. Bak pengendap (BU-01)
- b. Tangki air kapur (TU-01)
- c. Tangki pencampur (TP-01)
- d. Clarifier (CF-01)
- e. Bak saringan pasir (BU-02)
- f. Bak penampung air bersih (BU-03)
- g. Tangki klorinasi (TU-02)
- h. Tangki air perumahan dan kantor (TU-03)

##### **BAK PENGENDAP (BU-01)**

Tugas	Mengendapkan kotoran-kotoran halus secara gravitasi
Jenis	Bak beton berbentuk persegi panjang
Waktu tinggal	12 jam (kisaran waktu 4-24 jam menurut Powell, S.T., 1954, "Water Conditioning for Industry", p. 14)
Bahan	Beton bertulang dengan ketebalan 0,2 m
Jumlah	1 unit
Panjang	21,644 m
Lebar	10,82 m
Tinggi	10,82 m

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Kecepatan massa air} = 6.856,661 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air (303 K)} = 995,647 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju volumetrik} = 6,887 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Volume air dalam bak} = 6,887 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam} = 82,640 \text{ m}^3$$

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

$$1,2 \times 82,640 \text{ m}^3 = 99,168 \text{ m}^3$$

Dibuat bak dengan perbandingan panjang dan lebar (P:L) = 2:1

(Powell, S.T., 1954)

### Dimensi

$$\text{Volume} = P.L.T$$

$$P = 2L$$

$$T = L$$

$$\text{Volume bak} = 2L \times L \times L$$

$$99,168 \text{ m}^3 = 2L^3$$

$$L = 3,671 \text{ m}$$

$$P = 2 \times 3,674 \text{ m}$$

$$= 7,348 \text{ m}$$

### TANGKI AIR KAPUR (TU-01)

Tugas	Melarutkan dan membuat larutan kapur 5% yang akan diumpankan ke tangki pencampur (TP-01) untuk mengurangi kesadahan karbonat dan membuat suasana basa sehingga mempermudah penggumpalan
Jenis	Tangki silinder vertikal
Diameter	0,707 m
Tinggi	1,782 m
Tebal shell	3/16
Tebal head	3/16
Bahan	Carbon steel SA-283 grade C
Jumlah	1 unit
Tenaga motor	0,5 Hp

Data:

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Kecepatan massa air} = 6.856,661 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air (303 K)} = 995,647 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 24 \text{ jam}$$

$$\text{Laju alir volumetrik} = 6,887 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kesadahan total diturunkan dari 250 ppm (sebagai  $\text{CaCO}_3$ ) menjadi 65 ppm.

Kesadahan yang harus diturunkan ialah:

$$\text{Ca} = 250 - 65 \text{ ppm} = 185 \text{ ppm}$$

Untuk menurunkan kesadahan 100 ppm dibutuhkan 80 ppm  $\text{CaCO}_3$

(Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", p. 27)

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan Ca(OH)}_2 &= 80/100 \times 185 \text{ ppm} \\ &= 148 \text{ ppm}\end{aligned}$$

Maka:

$$\begin{aligned}\text{Ca(OH)}_2 \text{ yang diperlukan} &= 148/10^6 \times 6856,661 \text{ kg/jam} \\ &= 1,015 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Konsentrasi  $\text{Ca(OH)}_2$  sebanyak 5%, sehingga:

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan air} &= 95/5 \times 1,015 \text{ kg/jam} \\ &= 19,281 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

### Dimensi

$$\text{Waktu tinggal} = 24 \text{ jam}$$

$$W = W_a \times 24 \text{ jam} = 19,281 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam} = 462,742 \text{ kg}$$

$$\text{Asumsi densitas cairan} = 1 \text{ kg/l}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume cairan} &= 462,742 \text{ liter} \\ &= 0,463 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

$$1,2 \times 0,463 \text{ m}^3 = 0,555 \text{ m}^3$$

Dirancang tangki dengan perbandingan D:H = 1:2

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

$$V_t = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

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

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,555}{2\pi}}$$

$$= 0,707 \text{ m}$$

$$H = 2D = 1,414 \text{ m}$$

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Carbon steel SA-283 grade C (Brownell and Young hal 342) yang memiliki tegangan maksimal ( $f$ ) = 12.650 psia. Jenis sambungan yang dipakai adalah double welded butt joint dengan efisiensi sambungan  $E = 80\%$ . Faktor korosi ( $C$ ) = 0,125 in (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, ed V). Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young hal 254

Tekanan operasi = 14,7 psia

$$\begin{aligned}ts &= \frac{Pr_i}{fE - 0,6P} + c \\ &= \frac{14,7 \times 14}{12650 \times 0,80 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,145 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Carbon steel SA-283 grade C dengan  $f = 12.650$  psi.

Tekanan operasi = 14,7 psia

IDs = diameter dalam shell = 0,707 m = 28 in

a = 28/2 = 14 in

$$\begin{aligned}th &= \frac{0,885Pr}{fE - 0,1P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 14}{12650 \times 0,80 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,143 \text{ in, dipilih tebal standar } 0,1875 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}OD &= D + 2.th \\ &= (28 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 28,375 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 28 in dengan  $r = 26$  in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 1,75 in

ID = 28 in

$$\begin{aligned}AB &= a - icr \\ &= (14 - 1,75) \text{ in} \\ &= 12,25 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}BC &= r - icr \\ &= (26 - 1,75) \text{ in} \\ &= 24,25 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 26 - (24,25^2 - 12,25^2)^{0,5} \\
 &= 5,072 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in (1,5 – 2 in)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\
 &= (0,1875 + 5,072 + 2) \text{ in} \\
 &= 7,260 \text{ in} = 0,184 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T \text{ total tangki} &= H + 2.\text{tinggi head} \\
 &= (1,414 + 2 \times 0,184) \text{ m} \\
 &= 1,782 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Menentukan pengaduk

Jenis : Flat blade turbines dengan 6 blade

Data :

- a. Kec. putaran (N) : 118,18 rpm = 1,97 rps
- b. Viskositas : 0,975 cP = 0,00066 lb/ft.det
- c. Densitas : 67,4244 lb/ft<sup>3</sup>

Diameter impeller:

$$D_i = (0,25 - 0,583) D_T \quad (\text{Holland \& Chapman, hal 154})$$

Diambil :  $D_i/D_T = 0,4$  , sehingga:

$$\begin{aligned}
 D_i &= 0,4 \times D_T \\
 &= 0,4 \times 0,707 \text{ m} \\
 &= 0,282 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Lebar blade:

$$\begin{aligned}
 W_i &= 0,1 D_i \quad (\text{Holland \& Chapman, hal 154}) \\
 &= 0,1 \times 0,282 \text{ m} \\
 &= 0,028 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 E &= \text{jarak pengaduk dari dasar tangki pelarut} \\
 &= 1/3 D_T = 0,236 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Bilangan Reynold:

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho N D_t^2}{\mu} \\ &= \frac{67,4244 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 118,18 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ det}} \times (0,282)^2 \times \frac{1 \text{ft}^2}{(0,3048 \text{ m})^2}}{0,00066 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{det}}} \\ &= 172240,065 \end{aligned}$$

**Menentukan tenaga pengadukan**

$$P_o = N_p \rho l N^3 D_i^5$$

dengan:

$D_i$  = Diameter pengaduk

$N$  = Kecepatan putar

$N_p$  = Bilangan daya

$P_o$  = Daya penggerak

$\rho l$  = Rapat massa fluida yang diaduk

Bilangan Daya  $N_p$  (power number) diperoleh dari fig. 10.6 Wallas, "Chemical Process Equipment", hal 292.

dari fig 10.6 dipilih curve 2 sehingga diperoleh  $N_p = 4$

$$\begin{aligned} P_o &= 4 \times 67,4244 \text{ lb/ft}^3 \times (1,97 \text{ rps})^3 \times (0,92 \text{ ft})^5 \\ &= 1.358,986 \text{ lb} \cdot \text{ft}^2/\text{s}^3 \times \frac{1 \text{ kg}}{2,2046 \text{ lb}} \times \frac{(0,3048 \text{ m})^2}{(1 \text{ ft})^2} \\ &= 57,268 \text{ watt} \times \frac{1 \text{ Hp}}{745,7 \text{ watt}} \\ &= 0,077 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\begin{aligned} \text{Tenaga motor untuk pengaduk} &= \frac{0,077}{0,80} \\ &= 0,096 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Digunakan daya motor standar} = 0,5 \text{ Hp}$$

### TANGKI PENCAampur (TP-01)

Tugas	Tempat pencampuran air yang berasal dari bak pengendap (BU-01) dengan koagulan (tawas, kapur dan $\text{Na}_2\text{CO}_3$ ) untuk menggumpalkan senyawa-senyawa yang tersuspensi kemudian diubah menjadi flok-flok sehingga mudah dipisahkan pada clarifier (CL-01)
Jenis	Tangki silinder vertikal
Diameter	1,381 m
Tinggi	3,335 m
Tebal shell	3/16
Tebal head	3/16
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	1 unit
Tenaga motor	1 Hp

Data:

$$\text{Suhu (T)} = 30\text{ }^\circ\text{C} = 303\text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1\text{ atm}$$

$$\text{Kecepatan massa air} = 6.856,661\text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air (303 K)} = 995,647\text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 0,5\text{ jam}$$

$$\text{Laju alir volumetrik} = 6,887\text{ m}^3/\text{jam}$$

#### Dimensi

$$\text{Waktu tinggal} = 0,5\text{ jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume cairan} &= 0,5\text{ jam} \times 6,887\text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 3,443\text{ m}^3\end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

$$1,2 \times 3,443\text{ m}^3 = 4,132\text{ m}^3$$

Dirancang tangki dengan perbandingan D:H = 1:2

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

$$V_t = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

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

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 4,132}{2\pi}}$$

$$= 1,381 \text{ m}$$

$$H = 2D = 2,761 \text{ m}$$

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless steel SA 167 tipe 309 (Brownell and Young hal 342) yang memiliki tegangan maksimal ( $f$ ) = 18.750 psia. Jenis sambungan yang dipakai adalah double welded butt joint dengan efisiensi sambungan  $E = 80\%$ . Faktor korosi ( $C$ ) = 0,125 in (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, ed V). Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young hal 254

Tekanan operasi = 14,7 psia

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + c \\ &= \frac{14,7 \times 27}{18750 \times 0,80 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,151 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Tekanan operasi = 14,7 psia

IDs = diameter dalam shell = 1,381 m = 54 in

$a = 54/2 = 27 \text{ in}$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0,885 P r}{f E - 0,1 P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 27}{12650 \times 0,80 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \end{aligned}$$

= 0,160 in, dipilih tebal standar 0,1875 in

OD =  $D + 2.t_h$

=  $(54 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 54,375 \text{ in}$



Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 54 in dengan r = 54 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 3,25 in

$$ID = 54 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (27 - 3,25) \text{ in}$$

$$= 23,75 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= (54 - 3,25) \text{ in}$$

$$= 50,75 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 54 - (50,75^2 - 23,75^2)^{0,5}$$

$$= 9,150 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in (1,5 - 2 in)

$$\text{Tinggi head} = th + b + sf$$

$$= (0,1875 + 9,150 + 2) \text{ in}$$

$$= 11,338 \text{ in} = 0,287 \text{ m}$$

$$T \text{ total tangki} = H + 2 \cdot \text{tinggi head}$$

$$= (2,761 + 2 \times 0,287) \text{ m}$$

$$= 3,335 \text{ m}$$

### Menentukan pengaduk

Jenis : Flat blade turbines dengan 6 blade

Data :

a. Kec. putaran (N) : 76,27 rpm = 1,27 rps

b. Viskositas : 0,975 cP = 0,00066 lb/ft.det

c. Densitas : 67,4244 lb/ft<sup>3</sup>

Diameter impeller:

$$Di = (0,25 - 0,583) D_T \quad (\text{Holland \& Chapman, hal 154})$$

Diambil :  $Di/D_T = 0,4$  , sehingga:

$$Di = 0,4 \times D_T$$

$$= 0,4 \times 1,381 \text{ m}$$

$$= 0,552 \text{ m}$$

Lebar blade:

$$\begin{aligned} W_i &= 0,1 D_i && \text{(Holland \& Chapman, hal 154)} \\ &= 0,1 \times 0,552 \text{ m} \\ &= 0,055 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} E &= \text{jarak pengaduk dari dasar tangki pelarut} \\ &= 1/3 D_T = 0,460 \text{ m} \end{aligned}$$

Bilangan Reynold:

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho N D_i^2}{\mu} \\ &= \frac{67,4244 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 76,27 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ det}} \times (0,552)^2 \times \frac{1 \text{ ft}^2}{(0,3048 \text{ m})^2}}{0,00066 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{det}}} \\ &= 425915,927 \end{aligned}$$

**Menentukan tenaga pengadukan**

$$P_o = N_p \rho l N^3 D_i^5$$

dengan:

$D_i$  = Diameter pengaduk

$N$  = Kecepatan putar

$N_p$  = Bilangan daya

$P_o$  = Daya penggerak

$\rho l$  = Rapat massa fluida yang diaduk

Bilangan Daya  $N_p$  (power number) diperoleh dari fig. 10.6 Wallas, "Chemical Process Equipment", hal 292.

dari fig 10.6 dipilih curve 2 sehingga diperoleh  $N_p = 4$

$$\begin{aligned} P_o &= 4 \times 67,4244 \text{ lb/ft}^3 \times (1,27 \text{ rps})^3 \times (1,81 \text{ ft})^5 \\ &= 10.732,011 \text{ lb} \cdot \text{ft}^2 / \text{s}^3 \times \frac{1 \text{ kg}}{2,2046 \text{ lb}} \times \frac{(0,3048 \text{ m})^2}{(1 \text{ ft})^2} \\ &= 452,253 \text{ watt} \times \frac{1 \text{ Hp}}{745,7 \text{ watt}} \\ &= 0,606 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Tenaga motor untuk pengaduk} = \frac{0,606}{0,80} = 0,758 \text{ Hp}$$

$$\text{Digunakan daya motor standar} = 1 \text{ Hp}$$

### CLARIFIER (CF-01)

Tugas	Menggumpalkan dan mengendapkan flok-flok yang terbentuk yang berasal dari tangki pencampur (TP-01)
Jenis	Bak silinder dengan conical bottom
Diameter	13,444 m
Tinggi	3,361 m
Tebal shell	3/16
Tebal head	3/16
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	1 unit
Tenaga motor	2 Hp

Data:

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Kecepatan massa air} = 6.856,661 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air (303 K)} = 995,647 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu tinggal} = 8 \text{ jam}$$

$$\text{Laju alir volumetrik} = 6,887 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### Dimensi

$$\text{Waktu tinggal} = 8 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan} &= 8 \text{ jam} \times 6,887 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 55,093 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

$$1,2 \times 55,093 \text{ m}^3 = 66,112 \text{ m}^3$$

Volume clarifier = volume silinder + volume kerucut

$$\text{Dirancang } D : H_{\text{total}} = 4 : 1$$

$$\text{Volume Silinder} = \frac{\pi \times D^2 \times H_2}{4}$$

$$\text{Volume kerucut} = \frac{\pi \times D^2 \times H_1}{12}$$

$$H_1 = \frac{1}{4} H_2 \text{ dan } H_2 = \frac{1}{2} D$$

Maka:

$$H_1 = \frac{1}{8} D$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Clarifier} &= \frac{\pi \times D^2 \times H_2}{4} + \frac{\pi \times D^2 \times H_1}{12} \\ &= \frac{\pi}{4} \times D^2 \times \frac{1}{2} D + \frac{\pi}{12} \times D^2 \times \frac{1}{8} D \\ &= \frac{\pi \cdot D^3}{8} + \frac{\pi \cdot D^3}{96} \end{aligned}$$

$$66,112 \text{ m}^3$$

$$= \frac{13 \cdot \pi \cdot D^3}{96}$$

$$D = 5,377 \text{ m}$$

$$H_1 = 0,672 \text{ m}$$

$$= 2,204 \text{ ft}$$

$$H_2 = 2,689 \text{ m}$$

$$= 8,822 \text{ ft}$$

$$H_{\text{total}} = H_1 + H_2$$

$$= (0,672 + 2,689) \text{ m}$$

$$= 3,361 \text{ m}$$

$$= 11,026 \text{ ft}$$

$$D \text{ perancangan} = 3,361 \text{ m} \times 4$$

$$= 13,444 \text{ m}$$

### Menentukan pengaduk

Dari Perry, R.H., 1984, 7th ed, p.18-69, "Liquid-Solid Operations and Equipment" diperoleh:

$$\text{Kecepatan pengadukan} = 8 \text{ m/menit} = 26,24 \text{ ft/menit}$$

$$\text{Jenis pengaduk} = \text{Rake inward dengan 3 flat blade dan 4 baffle}$$

Menurut Perry, R.H., "Chemical Engineers Handbook", 7th ed, untuk diameter 122 m diperlukan daya 15 HP, maka untuk diameter = 13,444 m

$$\text{Daya yang diperlukan} = \frac{13,444}{122} \times 15 \text{ Hp} = 1,653 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Tenaga motor untuk pengaduk} = \frac{1,653}{0,8} = 2,066 \text{ Hp}$$

Digunakan daya motor standar = 2 Hp

## BAK SARINGAN PASIR (BU-02)

Tugas	Menyaring partikel-partikel halus yang masih tersisa dalam air yang berasal dari clarifier (CL-01)
Jenis	Bak persegi panjang (Gravity Sand Filters)
Panjang	1,369 m
Lebar	0,684 m
Tinggi	2,021 m
Jumlah	1 unit

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Kecepatan massa air} = 6.856,661 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air (303 K)} = 995,647 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju alir volumetrik} = 6,887 \text{ m}^3/\text{jam} = 30,278 \text{ gpm}$$

Luas saringan pasir

Dari Powell, S.T, p.77, fluks volume air antara 2,5-3,5 gpm/ft<sup>2</sup> dan diambil Fluks volume air = 3 gpm/ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned}\text{Luas saringan pasir} &= \frac{\text{Laju alir volumetrik}}{\text{fluks volume air}} \\ &= \frac{30,278 \text{ gpm}}{3 \text{ gpm/ft}^2} \\ &= 10,093 \text{ ft}^2 = 0,937 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Digunakan pasir sebagai media penyaring dengan ukuran 24 mesh

$$\text{Kecepatan linier} = \frac{6,887}{0,937} = 7,350 \text{ m/jam}$$

### Dimensi Bak

$$\text{Waktu tinggal} = 0,25 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bak} &= 0,25 \text{ jam} \times 6,887 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 1,722 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dirancang angka keamanan 10% (over design):

$$1,1 \times 1,722 \text{ m}^3 = 1,894 \text{ m}^3$$

Dirancang bak dengan ukuran  $P = 2L$

$$\text{Luas} = P.L$$

$$0,937 \text{ m}^2 = P.0,5 P$$

$$P = 1,369 \text{ m}$$

$$L = 0,684 \text{ m}$$

$$\text{Volume bak} = \text{Luas} \times T$$

$$1,894 \text{ m}^3 = 0,937 \text{ m}^2 \times T$$

$$T = 2,021 \text{ m}$$

**Tinggi dan komposisi tumpukan:**

Menurut Powell pada hal. 525 bahwa untuk mendapatkan air yang bersih, maka digunakan filter dengan komposisi sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{a. Pasir Besi} &= 27 \text{ in} \\ \text{b. Pasir Kuarsa} &= 27 \text{ in} \\ \text{c. Gravel} &= 3 \text{ in} + \\ \hline \text{Tinggi Total} &= 57 \text{ in} \\ &= 4,75 \text{ ft} = 1,5 \text{ m} \end{aligned}$$

**BAK PENAMPUNG AIR BERSIH (BU-03)**

Tugas	Menampung air bersih dari bak saringan pasir (BU-03)
Jenis	Bak beton berbentuk persegi panjang
Panjang	5,832 m
Lebar	2,916 m
Tinggi	2,916 m
Jumlah	1 unit

$$\begin{aligned} \text{Suhu (T)} &= 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K} \\ \text{Tekanan (P)} &= 1 \text{ atm} \\ \text{Kecepatan massa air} &= 6856,661 \text{ kg/jam} \\ \text{Densitas air (303 K)} &= 995,647 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Laju alir volumetrik} &= 6,887 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

**Dimensi Bak**

$$\begin{aligned} \text{Waktu tinggal} &= 6 \text{ jam (kisaran waktu 4-24 jam menurut Powell, S.T., 1954,} \\ &\quad \text{“Water Conditioning for Industry”, p. 14)} \\ \text{Volume bak} &= 6 \text{ jam} \times 6,887 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 41,320 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang angka keamanan 20% (over design):

$$1,2 \times 41,320 \text{ m}^3 = 49,584 \text{ m}^3$$

Dirancang bak dengan ukuran (P:L) = 2:1 (Powell, S.T., 1954)

$$\text{Volume} = P.L.T$$

$$P = 2L$$

$$T = L$$

$$\text{Volume bak} = 2L \times L \times L$$

$$49,584 \text{ m}^3 = 2L^3$$

$$L = 2,916 \text{ m}$$

$$P = 2 \times 2,916 \text{ m}$$

$$= 5,832 \text{ m}$$

### TANGKI KLORINASI (TU-02)

Tugas	Tempat klorinasi air dari BU-04 untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan servis
Jenis	Tangki silinder vertikal
Diameter	2,841 m
Tinggi	6,788 m
Tebal shell	3/16
Tebal head	3/16
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	1 unit
Tenaga motor	2 Hp

Data:

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Kecepatan massa air} = 2.282,000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air (303 K)} = 995,647 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju volumetrik} = 2,292 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 6 \text{ jam}$$

Kebutuhan klor diperkirakan 2 ppm

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan kaporit} &= (2/10^6) \times 2282,000 \text{ kg/jam} \\ &= 0,005 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Dimensi

$$\begin{aligned}\text{Waktu tinggal} &= 6 \text{ jam} \\ \text{Volume air} &= 5 \text{ m}^3/\text{jam} \times 6 \text{ jam} \\ &= 30 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

$$1,2 \times 30 \text{ m}^3 = 36 \text{ m}^3$$

Dirancang tangki dengan perbandingan D:H = 1:2

$$\begin{aligned}D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 36}{2 \pi}} \\ &= 2,841 \text{ m}\end{aligned}$$

$$H = 2D = 5,682 \text{ m}$$

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless steel SA 167 tipe 309 (Brownell and Young hal 342) Tekanan operasi = 14,7 psia

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + c \\ &= \frac{14,7 \times 56}{18750 \times 0,80 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,180 \text{ in}\end{aligned}$$

Dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Stainless steel SA 167 tipe 309 dengan  $f = 18750$  psi.

Tekanan operasi = 14,7 psia

$$ID_s = \text{diameter dalam shell} = 2,841 \text{ m} = 112 \text{ in}$$

$$a = 112/2 = 56 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}t_h &= \frac{0,885 P r}{f E - 0,1 P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 56}{18750 \times 0,80 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,174 \text{ in, dipilih tebal standar } 0,1875 \text{ in}\end{aligned}$$

$$OD = D + 2 \cdot t_h$$

$$= (112 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 112,375 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 114 in dengan

$r = 108$  in dengan tebal head  $3/16$  in diperoleh icr 6,875 in

$$ID = 112 \text{ in}$$



$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= (56 - 6,875) \text{ in} \\ &= 49,125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= (108 - 6,875) \text{ in} \\ &= 101,125 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 108 - (101,125^2 - 49,125^2)^{0,5} \\ &= 19,609 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in (1,5 – 2 in)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\ &= (0,1875 + 19,609 + 2) \text{ in} \\ &= 21,797 \text{ in} = 0,553 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ total tangki} &= H + 2.\text{tinggi head} \\ &= (5,682 + 2 \times 0,553) \text{ m} \\ &= 6,788 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menentukan pengaduk

Jenis : Flat blade turbines dengan 6 blade

Data :

- a. Kec. putaran (N) : 29,19 rpm = 0,49 rps
- b. Viskositas : 0,975 cP = 0,00066 lb/ft.det
- c. Densitas : 67,4244 lb/ft<sup>3</sup>

Diameter impeller:

$$Di = (0,25 - 0,583) D_T \quad (\text{Holland \& Chapman, hal 154})$$

Diambil :  $Di/D_T = 0,4$  , sehingga:

$$\begin{aligned} Di &= 0,4 \times D_T \\ &= 0,4 \times 2,841 \text{ m} \\ &= 1,136 \text{ m} \end{aligned}$$

Lebar blade:

$$\begin{aligned} Wi &= 0,1 Di \quad (\text{Holland \& Chapman, hal 154}) \\ &= 0,1 \times 1,136 \text{ m} = 0,114 \text{ m} \end{aligned}$$

$$E = \text{jarak pengaduk dari dasar tangki pelarut}$$

$$= 1/3 D_T = 0,947 \text{ m}$$

Bilangan Reynold:

$$Re = \frac{\rho N D_t^2}{\mu}$$

$$= \frac{67,4244 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3} \times 29,19 \text{ rpm} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ det}} \times (1,136)^2 \times \frac{1 \text{ft}^2}{(0,3048 \text{ m})^2}}{0,00066 \frac{\text{lb}}{\text{ft} \cdot \text{det}}}$$

$$= 690.846,066$$

Menentukan tenaga pengadukan

$$Po = N_p \rho l N^3 D_i^5$$

Bilangan Daya  $N_p$  (power number) diperoleh dari fig. 10.6 Wallas, "Cemical Process Equipment", hal 292.

dari fig 10.6 dipilih curve 2 sehingga diperoleh  $N_p = 4$

$$Po = 4 \times 67,4244 \text{ lb/ft}^3 \times (0,49 \text{ rps})^3 \times (3,727 \text{ ft})^5$$

$$= 23.124,950 \text{ lb} \cdot \text{ft}^2 / \text{s}^3 \times \frac{1 \text{ kg}}{2,2046 \text{ lb}} \times \frac{(0,3048 \text{ m})^2}{(1 \text{ ft})^2}$$

$$= 974,498 \text{ watt} \times \frac{1 \text{ Hp}}{745,7 \text{ watt}}$$

$$= 1,307 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Tenaga motor untuk pengaduk} = \frac{1,307}{0,80} = 1,634 \text{ Hp}$$

$$\text{Digunakan daya motor standar} = 2 \text{ Hp}$$

#### TANGKI AIR PERUMAHAN DAN KANTOR (TU-04)

Tugas	Menampung air kebutuhan rumah tangga dan kantor
Jenis	Tangki silinder vertikal
Diameter	2,191 m
Tinggi	5,215 m
Tebal shell	3/16
Tebal head	3/16
Jumlah	1 unit

Data:

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

Kecepatan massa air = 2.282,000 kg/jam

Densitas air (303 K) = 995,647 kg/m<sup>3</sup>

Laju volumetrik = 2,292 m<sup>3</sup>/jam

Waktu tinggal = 6 jam

### Dimensi

Waktu tinggal = 6 jam

Volume air = 2,292 m<sup>3</sup>/jam × 6 jam

= 13,752 m<sup>3</sup>

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

1,2 x 13,752 m<sup>3</sup> = 16,502 m<sup>3</sup>

Dirancang tangki dengan perbandingan D:H = 1:2

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 16,502}{2 \pi}}$$

= 2,191 m

H = 2D = 4,381 m

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Carbon steel SA-283 grade C (Brownell and Young hal 342) yang memiliki tegangan maksimal (f) = 12.650 psia. Jenis sambungan yang dipakai adalah double welded butt joint dengan efisiensi sambungan E = 80%. Faktor korosi (C) = 0,125 in (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, ed V). Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young hal 254

Tekanan operasi = 14,7 psia

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + c \\ &= \frac{14,7 \times 43}{12650 \times 0,80 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,188 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Carbon steel SA-283 grade C dengan  $f = 12.650$  psi

Tekanan operasi = 14,7 psia

IDs = diameter dalam shell = 2,191 m = 86 in

$$a = 86/2 = 43 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} th &= \frac{0,885Pr}{fE-0,1P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 43}{12650 \times 0,80 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,180 \text{ in, dipilih tebal standar } 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$OD = D + 2.th$$

$$= (86 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 86,375 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 90 in dengan

$r = 90$  in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 5,5 in

$$ID = 86 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= (43 - 5,5) \text{ in} \\ &= 37,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= (90 - 5,5) \text{ in} \\ &= 84,5 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 90 - (84,5^2 - 37,5^2)^{0,5} \\ &= 14,277 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf =

2 in (1,5 – 2 in)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\ &= (0,1875 + 14,277 + 2) \text{ in} \\ &= 16,465 \text{ in} = 0,417 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ total tangki} &= H + 2.\text{tinggi head} \\ &= (4,381 + 2 \times 0,417) \text{ m} \\ &= 5,215 \text{ m} \end{aligned}$$

## B. Unit air pendingin

Alat-alat air pendingin meliputi:

- a. Menara pendingin
- b. Fan
- c. Bak basin

### 1. Menara pendingin (CT-01)

Tugas	Memulihkan suhu air pendingin dari alat-alat proses pendingin dengan menggunakan udara lingkungan sebagai media pendingin
Jenis	Mechanical induced draft counterflow cooling tower
Ukuran menara pendingin	
Diameter	7,178 m
Tinggi	6,1 m
Tenaga motor	20 Hp
Ukuran bak penampung	
Panjang	7,46 m
Lebar	7,46 m
Tinggi	3,730 m

Menara pendingin berfungsi untuk memulihkan suhu air pendingin dari alat-alat proses pendingin dengan menggunakan udara lingkungan sebagai media pendingin. Jenis alat yang dipilih yaitu menara pendingin mechanical induced draft counterflow.

Data:

$$\text{Suhu air masuk } (T_{w1}) = 43 \text{ }^{\circ}\text{C} = 316 \text{ K} = 109,24 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu air keluar } (T_{w2}) = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K} = 85,73 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu udara masuk } (T_{G1}) = 30 \text{ }^{\circ}\text{C} = 303 \text{ K} = 85,73 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu udara keluar } (T_{G2}) = 40 \text{ }^{\circ}\text{C} = 313 \text{ K} = 103,73 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Kecepatan air masuk } (W_c) = 172271,413 \text{ kg/jam}$$

### Menyusun neraca massa dan neraca panas

Menentukan kadar air dalam udara ( $y_1$ ) yang diperoleh dari humidity chart,  
Treyball hal 232

Udara masuk

Kelembaban relatif = 70%  
Suhu udara masuk ( $T_{G1}$ ) = 30 °C  
Diperoleh  $y_1$  = 0,018 kg H<sub>2</sub>O/kg udara kering

Udara keluar

Kelembaban relatif = 100%  
Suhu udara keluar ( $T_{G2}$ ) = 40 °C  
Diperoleh  $y_2$  = 0,027 kg H<sub>2</sub>O/kg udara kering

Neraca massa disekitar menara pendingin:

Kecepatan massa masuk – kecepatan massa keluar = Akumulasi

Keadaan tunak, akumulasi = 0

$$L1 + (G + G y_1) - L2 - (G + G y_2) = 0$$

$$L1 - L2 + G y_1 - G y_2 = 0$$

$$G (y_2 - y_1) + L2 = L1$$

dimana:

G = kecepatan massa udara kering, kg/jam

$y_1$  = rasio massa uap air/massa udara kering masuk, kg H<sub>2</sub>O/kg udara kering

$y_2$  = rasio massa uap air/massa udara kering keluar, kg H<sub>2</sub>O/kg udara kering

L1 = kecepatan massa air masuk, kg/jam

L2 = kecepatan massa air keluar, kg/jam

**Neraca panas disekitar menara pendingin:**

Panas masuk – panas keluar = akumulasi

Keadaan tunak, akumulasi = 0

$$Q G1 + Q L1 - Q L2 - Q G2 = 0$$

dimana:

Q G1 = panas yang dibawa udara kering masuk, kJ/jam

Q G2 = panas yang dibawa udara kering keluar, kJ/jam

Q L1 = panas yang dibawa air masuk, kJ/jam

Q L2 = panas yang dibawa air keluar, kJ/jam

Data untuk perhitungan diperoleh dari tabel 7.1 Treyball, R.E., "Mass Transfer Operation", 3rd ed, hal 234

$$C_p \text{ uap air} = 1,884 \text{ kJ/kg K}$$

$$C_p \text{ air} = 4,184 \text{ kJ/kg K}$$

$$C_p \text{ udara} = 1,008 \text{ kJ/kg K}$$

$$\lambda = 2302 \text{ kJ/kg}$$

$$T_{ref} = 298 \text{ K}$$

Panas yang dibawa udara masuk (Q G1)

$$\text{Suhu udara masuk (TG1)} = 303 \text{ K}$$

$$Q_{G1} = G \times hg1$$

$$\begin{aligned} hg1 &= [C_p \text{ udara} + (y1 \times C_p \text{ uap air})] \times (TG1 - T_{ref}) + (\lambda \times y1) \\ &= \left[ 1,008 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} + \left( 0,018 \frac{\text{kgH}_2\text{O}}{\text{kg udara kering}} \times 1,884 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right) \right] \\ &\quad (303 - 298)\text{K} + \left( 2302 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 0,018 \frac{\text{kgH}_2\text{O}}{\text{kg udara kering}} \right) \\ &= 46,65 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$Q_{G1} = 46,65 \text{ G kJ/jam}$$

Panas yang dibawa udara keluar (Q G2)

$$\text{Suhu udara keluar (TG2)} = 313 \text{ K}$$

$$Q_{G2} = G \times hg2$$

$$\begin{aligned} hg2 &= [C_p \text{ udara} + (y2 \times C_p \text{ uap air})] \times (TG2 - T_{ref}) + (\lambda \times y2) \\ &= \left[ 1,008 \frac{\text{kJ}}{\text{kgK}} + \left( 0,027 \frac{\text{kgH}_2\text{O}}{\text{kg udara kering}} \times 1,884 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}} \right) \right] \\ &\quad (313 - 298)\text{K} + \left( 2302 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 0,027 \frac{\text{kgH}_2\text{O}}{\text{kg udara kering}} \right) \\ hg2 &= 78,04 \text{ kJ/kg} \end{aligned}$$

$$Q_{G2} = 78,04 \text{ G kJ/jam}$$

Panas yang dibawa air masuk (Q L2)

$$\text{Suhu air masuk (TW1)} = 303 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} Q_{L1} &= L1 \times C_p \text{ air} \times (TL1 - T_{ref}) \\ &= 172271,413 \text{ kg/jam} \times 4,184 \text{ kJ/kg K} \times (316 - 298) \text{ K} \\ &= 12974104,71 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa air keluar (Q L1)

Suhu air keluar (TW2) = 316 K

$$\begin{aligned} Q L2 &= L2 \times C_p \text{ air} \times (TL2 - T_{ref}) \\ &= L2 \times 4,184 \text{ kJ/kg K} \times (303 - 298) \text{ K} \\ &= 20,97 L2 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca massa

$$\begin{aligned} G (y_2 - y_1) + L2 &= L1 \\ G (0,027 - 0,018) + L2 &= 172271,4137 \text{ kg/jam} \\ L2 = 172271,4137 - 0,009 G &\dots\dots\dots (1) \end{aligned}$$

Neraca panas

$$\begin{aligned} Q G1 + Q L1 - Q L2 - Q G2 &= 0 \\ 46,65 G + 12974104,71 - 20,97 L2 - 78,04 G &= 0 \\ 12974104,71 = 31,39 G + 20,97 L2 &\dots\dots\dots (2) \end{aligned}$$

Substitusi persamaan (1) ke (2)

$$\begin{aligned} 12974104,71 &= 31,39 G + 20,97 (172271,4137 - 0,009 G) \\ 12974104,71 &= 31,39 G + 3612531,467 - 0,18873 G \\ 9361573,243 &= 31,201 G \\ G &= 300040,807 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Substitusi nilai G ke persamaan (1)

$$\begin{aligned} L2 &= 172271,4137 - 0,009 G \\ &= 172271,4137 - 0,009 (300040,807) \\ &= 169571,0464 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Diperoleh massa air yang menguap (We)

$$\begin{aligned} W_e &= L1 - L2 \\ &= (172271,4137 - 169571,0464) \text{ kg/jam} \\ &= 2700,367268 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Kebutuhan air make up menara pendingin**

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

(persamaan 12-14b, "Perry's Chemical Engineering Handbook", hal 12-20)

dimana:

- Wm = air make up, kg/jam
- We = air yang menguap, kg/jam



Wd = drift loss, kg/jam

Wb = air blowdown, kg/jam

Diketahui Wc = 172271,4137 kg/jam

- Menghitung drift loss (Wd)

Untuk mechanical induced draft diambil drift loss sebesar 0,02%

(“Perry’s Chemical Engineering Handbook”, hal 12-20)

$$Wd = 0,0002 \times Wc = 34,454 \text{ kg/jam}$$

- Menghitung air blowdown (Wb)

Cycle of concentration (COC) pada menara pendingin biasanya mempunyai range 3-5. Diambil COC = 3

$$Wb = \frac{Wc - (\text{cycles} - 1)Wd}{\text{cycles} - 1}$$

(persamaan 12-14e, “Perry’s Chemical Engineering Handbook”, hal 12-20)

$$= \frac{2700,367268 - (3-1) \times 34,454}{3-1}$$

$$= 1315,729 \text{ kg/jam}$$

$$Wm = (2700,367 + 34,454 + 1315,729) \text{ kg/jam}$$

$$= 4050,551 \text{ kg/jam}$$

Tabel neraca massa disekitar menara pendingin

Laju alir massa masuk (kg/jam)		Laju alir massa keluar (kg/jam)	
L1 + air make up	176321,965	L1	172271,4137
G1	300040,807	G2 (G1 + air make up)	304091,358
Total	476362,772	Total	476362,772

### Dimensi menara pendingin

Luas penampang dihitung berdasarkan fluks volume air

(fig. 12-8c, “Perry’s Chemical Engineering Handbook”, hal 12-19)

$$\text{Fluks volume} = 1,75 \text{ gal/menit ft}^2$$

$$\text{Laju alir volumetrik air} = \frac{172271,4137}{995,647}$$

$$= 173,025 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 761,806 \text{ gpm}$$

$$\text{Luas penampang (A)} = \frac{761,806}{1,75}$$

$$= 435,318 \text{ ft}^2 = 40,442 \text{ m}^2$$

Alas menara pendingin berbentuk lingkaran

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$40,442 \text{ m}^2 = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$D = 7,178 \text{ m}$$

Berdasarkan Perry, dengan approach berkisar 8 °F, dan range pendingin 25-35 °F tinggi tower berkisar antara 15-20 ft.

Dipilih tinggi menara pendingin = 20 ft = 6,1 m

## 2. Fan

Daya penggerak fan diperoleh dari fig. 12-8d Perry hal 12-19

Daya penggerak yang digunakan berdasarkan grafik tersebut pada performa tower standar 100%, didapat daya = 0,041 Hp/ft<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= \text{Luas} \times \text{daya pada performa 100\%} \\ &= 435,318 \text{ ft}^2 \times 0,041 \text{ Hp/ft}^2 \\ &= 17,848 \text{ Hp} \end{aligned}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 87\%$$

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \frac{17,848 \text{ Hp}}{0,87} \\ &= 20,514 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan daya motor standar = 20 Hp

## 3. Bak basin (BU-04)

$$\text{Waktu tinggal} = 1 \text{ jam}$$

$$\text{Kecepatan massa air} = 172271,4137 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air (303 K)} = 995,647 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Laju volumetrik} = 173,025 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam bak} &= 173,025 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 173,025 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

$$1,2 \times 173,025 \text{ m}^3/\text{jam} = 208 \text{ m}^3$$

Dibuat bak dengan perbandingan panjang dan lebar (P:L) = 1:1

(Powell, S.T., 1954)

Dimensi

Volume = P.L.T

P = L

T = 0,5L

Volume bak =  $L \times L \times 0,5L$

208 m<sup>3</sup> = 0,5L<sup>3</sup>

P=L = 7,46 m

T = 3,730 m

### C. Unit penyedia steam

- a. Kation exchanger (KE-01)
- b. Tangki larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (TU-05)
- c. Anion exchanger (AE-01)
- d. Tangki larutan NaOH (TU-06)
- e. Deaerator (DA-01)
- f. Tangki larutan hidrazin (TU-07)
- g. Tangki larutan NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub> (TU-08)
- h. Tangki umpan boiler (TU-09)
- i. Boiler
- j. Tangki bahan bakar boiler (TU-10)

### KATION EXCHANGER (KE-01)

Tugas	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion positif (Na <sup>+</sup> , Ca <sup>2+</sup> , Ba <sup>2+</sup> )
Jenis	Tangki silinder vertikal dengan isian butir-butir resin
Diameter	0,3 m
Tinggi	1,15 m
Tinggi resin	0,762 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal head	3/16 in
Waktu operasi	36 jam
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	1 unit

Data:

$$\text{Laju massa air} = 755,435 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 995,65 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 0,759 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 3,341 \text{ gpm} \end{aligned}$$

Kesadahan air keluar dari filtrasi = 35 ppm

Dirancang waktu operasi tangki kation selama 36 jam

Menentukan volume resin:

Mineral yang harus dihilangkan

$$= 35/10^6 \times 755,435 \text{ kg/jam} \times 36 \text{ jam}$$

$$= 0,952 \text{ kg}$$

Kemampuan resin menghilangkan ion:

$$\text{Kapasitas} = 8 \text{ kgrain/ft}^3$$

(Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", p. 187)

$$= 8 \text{ kgrain/ft}^3 \times 1 \text{ kg}/15,4324 \text{ kgrain} \times (1 \text{ ft}/0,3048 \text{ m})^3 = 18,31 \text{ kg/m}^3 \text{ resin}$$

$$\text{Diperoleh volume resin} = 0,952 \text{ kg} / 18,31 \text{ kg/m}^3 \text{ resin} = 0,052 \text{ m}^3$$

### **Menghitung ukuran tangki**

Menurut Powell, S.T., tinggi tumpukan resin yang optimal antara 30-72 in

Diambil: 30 in = 0,762 m

$$\text{Tinggi resin} = \frac{\text{Volume resin} \times 4}{\pi D^2} = 0,762 \text{ m}$$

$$D^2 = \frac{0,052 \times 4}{3,14 \times 0,762}$$

$$D = 0,3 \text{ m}$$

### **Tinggi tangki**

Dirancang tinggi resin 80% dari tinggi tangka

(Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", p. 186)

$$H = \frac{0,762 \text{ m}}{0,80}$$

$$= 0,953 \text{ m}$$

### **Menentukan tebal dinding**

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless steel SA 167 tipe 309 (Brownell and Young hal 342) yang memiliki tegangan maksimal ( $f$ ) = 18.750 psia. Jenis sambungan yang dipakai adalah double welded butt joint dengan efisiensi

sambungan E = 85%. Faktor korosi (C) = 0,125 in (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, ed V). Tebal dinding dihitung dengan persamaan 13.1 Brownell and Young hal 254

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{Pr_i}{fE-0,6P} + c \\ &= \frac{14,7 \times 5,5}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,13 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Stainless steel SA 167 tipe 309 dengan  $f = 18750$  psi.

Tekanan operasi = 14,7 psia

IDs = diameter dalam shell = 0,3 m = 11 in

a = 11/2 = 5,5 in

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0,885Pr}{fE-0,1P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 5,5}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,13 \text{ in, dipilih tebal standar } 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= D + 2.t_h \\ &= (11 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 11,375 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 12 in dengan r = 12 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 0,75 in

ID = 11 in

a = 0,25.ID

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= (5,4 - 0,75) \text{ in} \\ &= 4,68 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= (12 - 0,75) \text{ in} \\ &= 11,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 12 - (11,25^2 - 4,68^2)^{0,5} \\ &= 1,77 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh  $sf = 2 \text{ in}$  ( $1,5 - 2 \text{ in}$ )

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\ &= (0,1875 + 1,77 + 2) \text{ in} \\ &= 3,96 \text{ in} = 0,1 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ total tangki} &= H + 2 \cdot \text{tinggi head} \\ &= (0,95 + 2 \times 0,1) \text{ m} \\ &= 1,15 \text{ m} \end{aligned}$$

#### ANION EXCHANGER (AE-01)

Tugas	Menghilangkan mineral yang masih terkandung dalam air dengan cara mengikat ion-ion negatif ( $\text{Cl}^-$ , $\text{SO}_4^{2-}$ , $\text{HCO}_3^-$ )
Jenis	Tangki silinder vertikal dengan isian butir-butir resin
Diameter	0,26 m
Tinggi	1,14 m
Tinggi resin	0,762 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal head	3/16 in
Waktu operasi	36 jam
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	2 unit

Data:

$$\text{Laju massa air} = 755,435 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 995,65 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 0,759 \text{ m}^3/\text{jama} \\ &= 3,341 \text{ gpm} \end{aligned}$$

$$\text{Kesadahan air keluar dari filtrasi} = 35 \text{ ppm}$$

Dirancang waktu operasi tangki kation selama 36 jam

Menentukan volume resin:

Mineral yang harus dihilangkan

$$= 35/10^6 \times 755,435 \text{ kg/jam} \times 36 \text{ jam}$$

$$= 0,952 \text{ kg}$$

Kemampuan resin menghilangkan ion:

$$\text{Kapasitas} = 10 \text{ kgrain/ft}^3$$

(Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", p. 187)

$$= 10 \text{ kgrain/ft}^3 \times 1 \text{ kg/15,4324 kgrain} \times (1 \text{ ft}/0,3048 \text{ m})^3 = 22,88 \text{ kg/m}^3 \text{ resin}$$

$$\text{Diperoleh volume resin} = 0,952 \text{ kg} / 22,88 \text{ kg/m}^3 \text{ resin} = 0,042 \text{ m}^3$$

### Menghitung ukuran tangki

Menurut Powell, S.T., tinggi tumpukan resin yang optimal antara 30-72 in

Diambil: 30 in = 0,762 m

$$\text{Tinggi resin} = \frac{\text{Volume resin} \times 4}{\pi D^2} = 0,762 \text{ m}$$

$$D^2 = \frac{0,042 \times 4}{3,14 \times 0,762}$$

$$D = 0,26 \text{ m}$$

### Tinggi tangki

Dirancang tinggi resin 80% dari tinggi tangka

(Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", p. 186)

$$H = \frac{0,762 \text{ m}}{0,80} \\ = 0,953 \text{ m}$$

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless steel SA 167 tipe 309

$$ts = \frac{Pr_i}{fE - 0,6P} + c \\ = \frac{14,7 \times 5}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ = 0,13 \text{ in}$$

Dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Stainless steel SA 167 tipe 309 dengan  $f = 18750 \text{ psi}$ .

Tekanan operasi = 14,7 psia

IDs = diameter dalam shell = 0,26 m = 10 in

$$a = 10/2 = 5 \text{ in}$$

$$th = \frac{0,885Pr}{fE - 0,1P} + c \\ = \frac{0,885 \times 14,7 \times 5}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \\ = 0,13 \text{ in, dipilih tebal standar 0,1875 in}$$

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2.th \\ &= (10 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 10,375 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 12 in dengan r = 12 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 0,75 in

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 10 \text{ in} \\ a &= 0,25.ID \\ \text{AB} &= a - icr \\ &= (5 - 0,75) \text{ in} \\ &= 4,25 \text{ in} \\ \text{BC} &= r - icr \\ &= (12 - 0,75) \text{ in} \\ &= 11,25 \text{ in} \\ b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 12 - (11,25^2 - 4,25^2)^{0,5} \\ &= 1,53 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in (1,5 - 2 in)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\ &= (0,1875 + 1,53 + 2) \text{ in} \\ &= 3,71 \text{ in} = 0,09 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{T total tangki} &= H + 2.tinggi head \\ &= (0,95 + 2 \times 0,09) \text{ m} \\ &= 1,14 \text{ m} \end{aligned}$$

#### **TANGKI H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (TU-05)**

Tugas	Melarutkan larutan H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 2% untuk regenerasi kation exchanger
Jenis	Tangki silinder vertikal
Diameter	0,857 m
Tinggi	2,111 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal head	3/16 in
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	1 unit



Data:

$$\text{Suhu (T)} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1\text{ atm}$$

$$\text{Densitas H}_2\text{SO}_4\text{ 2\%} = 1008,7\text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu regenerasi} = 5\text{ jam}$$

Tangki digunakan untuk penyimpanan 10 kali siklus

Kemampuan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> untuk regenerasi yaitu 2 lb/ft<sup>3</sup> resin

(Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", p. 172)

$$\text{Volume resin di kation exchanger } 0,052\text{ m}^3 = 1,83\text{ ft}^3$$

H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> yang diperlukan untuk sekali siklus regenerasi

$$= 2\text{ lb/ft}^3\text{ resin} \times 1,83\text{ ft}^3 = 3,660\text{ lb} = 1,66\text{ kg}$$

$$\text{Penyimpanan untuk 10 kali regenerasi} = 10 \times 1,66\text{ kg} = 16,6\text{ kg}$$

Larutan H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> dibuat dengan kadar 2%

Massa air:

$$98/2 \times 16,6\text{ kg} = 813,400\text{ kg}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \frac{\text{massa H}_2\text{SO}_4 + \text{massa air}}{\text{densitas H}_2\text{SO}_4} \\ &= \frac{16,6 + 813,400}{1008,7} = 0,823\text{ m}^3\end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

$$1,2 \times 0,823\text{ m}^3 = 0,987\text{ m}^3$$

**Dimensi**

Dirancang tangki dengan perbandingan D:H = 1:2

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

$$V_t = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

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

$$D = \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,987}{2\pi}}$$

$$= 0,857\text{ m}$$

$$H = 2D = 1,713\text{ m}$$

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless steel SA 167 tipe 309

$$\begin{aligned}ts &= \frac{Pr_i}{fE-0,6P} + c \\ &= \frac{14,7 \times 17}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,141 \text{ in}\end{aligned}$$

dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Stainless steel SA 167 tipe 309 dengan  $f = 18750$  psi.

Tekanan operasi = 14,7 psia

$$ID_s = \text{diameter dalam shell} = 0,857 \text{ m} = 34 \text{ in}$$

$$a = 34/2 = 17 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}th &= \frac{0,885Pr}{fE-0,1P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 17}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,139 \text{ in, dipilih tebal standar } 0,1875 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}OD &= D + 2.th \\ &= (34 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 34,375 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 34 in dengan  $r = 34$  in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 2,125 in

$$ID = 34 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}AB &= a - icr \\ &= (17 - 2,125) \text{ in} \\ &= 14,575 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}BC &= r - icr \\ &= (34 - 2,125) \text{ in} \\ &= 31,875 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 34 - (31,875^2 - 14,575^2)^{0,5} \\ &= 5,652 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in (1,5 – 2 in)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\ &= (0,1875 + 5,652 + 2) \text{ in} \\ &= 7,840 \text{ in} = 0,199 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ total tangki} &= H + 2.\text{tinggi head} \\ &= (1,713 + 2 \times 0,199) \text{ m} \\ &= 2,111 \text{ m} \end{aligned}$$

### TANGKI NaOH (TU-06)

Tugas	Melarutkan larutan NaOH 5% untuk regenerasi anion exchanger
Jenis	Tangki silinder vertikal
Diameter	0,582 m
Tinggi	1,457 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal head	3/16 in
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	1 unit

Data:

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Densitas NaOH 5\%} = 1038,75 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Waktu regenerasi} = 5 \text{ jam}$$

Tangki digunakan untuk penyimpanan 10 kali siklus

Kebutuhan NaOH

Kemampuan NaOH untuk regenerasi yaitu 2 lb/ft<sup>3</sup> resin

(Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry", p. 172)

$$\text{Volume resin di anion exchanger} = 0,042 \text{ m}^3 = 1,48 \text{ ft}^3$$

NaOH yang diperlukan untuk sekali siklus regenerasi

$$= 2 \text{ lb/ft}^3 \text{ resin} \times 1,48 \text{ ft}^3 = 2,960 \text{ lb} = 1,342 \text{ kg}$$

$$\text{Penyimpanan untuk 10 kali regenerasi} = 10 \times 1,342 \text{ kg} = 13,42 \text{ kg}$$

Larutan NaOH dibuat dengan kadar 5%

Massa air:

$$95/5 \times 13,42 \text{ kg} = 254,980 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{\text{massa NaOH} + \text{massa air}}{\text{densitas H}_2\text{SO}_4} \\ &= \frac{13,42 + 254,980}{1038,75} \\ &= 0,258 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

$$1,2 \times 0,258 \text{ m}^3 = 0,310 \text{ m}^3$$

### Dimensi

Dirancang tangki dengan perbandingan D:H = 1:2

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

$$V_t = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

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

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,310}{2\pi}} \\ &= 0,582 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H = 2D = 1,165 \text{ m}$$

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless steel SA 167 tipe 309 (Brownell and Young hal 342)

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + c \\ &= \frac{14,7 \times 11,5}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,136 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Stainless steel SA 167 tipe 309 dengan  $f = 18750$  psi.

Tekanan operasi = 14,7 psia

$$ID_s = \text{diameter dalam shell} = 0,582 \text{ m} = 23 \text{ in}$$

$$a = 23/2 = 11,5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 th &= \frac{0,885Pr}{fE-0,1P} + c \\
 &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 11,5}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \\
 &= 0,134 \text{ in, dipilih tebal standar } 0,1875 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 OD &= D + 2.th \\
 &= (23 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 23,375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 24 in dengan r = 24 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 1,05 in

$$ID = 23 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 AB &= a - icr \\
 &= (11,5 - 1,05) \text{ in} \\
 &= 10,45 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= (24 - 1,05) \text{ in} \\
 &= 22,95 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 24 - (22,95^2 - 10,45^2)^{0,5} \\
 &= 3,567 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in (1,5 - 2 in)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\
 &= (0,1875 + 3,567 + 2) \text{ in} \\
 &= 5,755 \text{ in} = 0,146 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T \text{ total tangki} &= H + 2.\text{tinggi head} \\
 &= (1,165 + 2 \times 0,146) \text{ m} \\
 &= 1,457 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### DEAERATOR (DA-01)

Tugas	Menghilangkan gas-gas yang terlarut dalam air seperti O <sub>2</sub> , CO, CO <sub>2</sub> , dan lain-lain
Jenis	Tangki silinder vertikal yang berisi bahan isian, dimana air dispray dari atas dan steam tekanan rendah dialirkan dari bawah secara countercurrent
Diameter	1,140 m
Tinggi	1,758 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal head	3/16 in
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	1 unit

Data:

$$\text{Suhu} = 303 \text{ K}$$

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

$$\text{Laju massa air} = 755,435 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Rasio udara : air} = 0,8$$

$$\text{Densitas steam} = 0,0808 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan steam} &= 0,8 \times 755,435 \text{ kg/jam} \\ &= 604,348 \text{ kg/jam} = 1332,359 \text{ lb/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{1332,359}{0,0808} \\ &= 16489,592 \text{ ft}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\text{Kecepatan steam (Kern, 1950)} = 1500 \text{ ft/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang (A)} &= \frac{\text{laju alir volumetrik steam}}{\text{kecepatan steam}} \\ &= \frac{16489,592}{1500} \\ &= 10,993 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter (D)} &= \left[ \frac{4A}{\pi} \right]^{1/2} \\ &= \left[ \frac{4 \times 10,993}{\pi} \right]^{1/2} \end{aligned}$$

$$= 3,742 \text{ ft} = 1,140 \text{ m}$$

Waktu tinggal steam = 10 detik

Volume bahan isian (V) =  $16489,592 \text{ ft}^3/\text{jam} \times 10 \text{ detik} \times 1 \text{ jam}/3600 \text{ detik}$   
=  $45,804 \text{ ft}^3$

Tinggi bahan isian (H) =  $V/A$   
=  $4,167 \text{ ft}$   
=  $1,270 \text{ m}$

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless steel SA 167 tipe 309

$$ts = \frac{Pr_i}{fE - 0,6P} + c$$
$$= \frac{14,7 \times 22,5}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125$$
$$= 0,146 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Stainless steel SA 167 tipe 309 dengan  $f = 18750 \text{ psi}$ .

IDs = diameter dalam shell =  $1,140 \text{ m} = 45 \text{ in}$

a =  $45/2 = 22,5 \text{ in}$

$$th = \frac{0,885Pr}{fE - 0,1P} + c$$
$$= \frac{0,885 \times 14,7 \times 22,5}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125$$
$$= 0,143 \text{ in, dipilih tebal standar } 0,1875 \text{ in}$$

OD =  $D + 2.th$   
=  $(45 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 45,375 \text{ in}$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 48 in dengan r = 48 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 3 in

ID = 45 in

AB =  $a - icr$   
=  $(22,5 - 3) \text{ in}$   
=  $19,5 \text{ in}$

BC =  $r - icr$   
=  $(48 - 3) \text{ in}$   
=  $45 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 48 - (45^2 - 19,5^2)^{0,5} \\
 &= 7,444 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in (1,5 – 2 in)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\
 &= (0,1875 + 7,444 + 2) \text{ in} \\
 &= 9,632 \text{ in} = 0,244 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T \text{ total tangki} &= H + 2.\text{tinggi head} \\
 &= (1,270 + 2 \times 0,244) \text{ m} \\
 &= 1,758 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### TANGKI HIDRAZIN (TU-07)

Tugas	Menampung larutan hidrazin 1% yang digunakan dalam tangki deaerator (DA-01)
Jenis	Tangki silinder vertikal
Diameter	0,487 m
Tinggi	1,244 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal head	3/16 in
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	1 unit

Data:

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Laju massa air} = 755,435 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas hidrazin 1\%} = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan hidrazin} &= 0,1\% \text{ umpan} \\
 &= 0,001 \times 755,435 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,755 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Larutan hidrazin dibuat dengan kadar 1%



Massa air:

$$99/1 \times 0,755 \text{ kg/jam} = 74,788 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume larutan} &= \frac{\text{massa hidrazin} + \text{massa air}}{\text{densitas H}_2\text{SO}_4} \\ &= \frac{0,755 + 74,788}{1000} \\ &= 0,076 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

$$1,2 \times 0,076 \text{ m}^3 = 0,091 \text{ m}^3$$

### Dimensi

Dirancang tangki dengan perbandingan D:H = 1:2

$$\begin{aligned} D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,091}{2 \pi}} \\ &= 0,487 \text{ m} \end{aligned}$$

$$H = 2D = 0,974 \text{ m}$$

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless steel SA 167 tipe 309

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + c \\ &= \frac{14,7 \times 9,5}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,134 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Stainless steel SA 167 tipe 309 dengan  $f = 18750$  psi.

Tekanan operasi = 14,7 psia

$$ID_s = \text{diameter dalam shell} = 0,487 \text{ m} = 19 \text{ in}$$

$$a = 19/2 = 9,5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0,885 P r}{f E - 0,1 P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 9,5}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \end{aligned}$$

$$= 0,133 \text{ in, dipilih tebal standar } 0,1875 \text{ in}$$

$$OD = D + 2.t_h$$

$$= (19 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 19,375 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 20 in dengan r = 20 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 1,25 in

$$ID = 19 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (9,5 - 1,25) \text{ in}$$

$$= 8,25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= (20 - 1,25) \text{ in}$$

$$= 18,75 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 20 - (18,75^2 - 8,25^2)^{0,5}$$

$$= 3,163 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in (1,5 - 2 in)

$$\text{Tinggi head} = th + b + sf$$

$$= (0,1875 + 3,163 + 2) \text{ in}$$

$$= 5,351 \text{ in} = 0,135 \text{ m}$$

$$T \text{ total tangki} = H + 2 \cdot \text{tinggi head}$$

$$= (0,974 + 2 \times 0,135) \text{ m}$$

$$= 1,244 \text{ m}$$

#### TANGKI $\text{NaH}_2\text{PO}_4$ (TU-08)

Tugas	Menampung larutan $\text{NaH}_2\text{PO}_4$ 1% yang digunakan dalam tangki deaerator (DA-01)
Jenis	Tangki silinder vertikal
Diameter	0,239 m
Tinggi	0,669 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal head	3/16 in
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	1 unit

Data:

$$\text{Suhu (T)} = 30\text{ }^{\circ}\text{C} = 303\text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1\text{ atm}$$

$$\text{Laju massa air} = 755,435\text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas} = 1000\text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned}\text{Kebutuhan NaH}_2\text{PO}_4 &= 15\text{ ppm} \\ &= 15/10^6 \times 755,435\text{ kg/jam} \\ &= 0,011\text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Larutan  $\text{NaH}_2\text{PO}_4$  dibuat dengan kadar 1%

Massa air:

$$99/1 \times 0,011\text{ kg/jam} \times 8\text{ jam} = 8,975\text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume larutan} &= \frac{\text{massa NaH}_2\text{PO}_4 + \text{massa air}}{\text{densitas H}_2\text{SO}_4} \\ &= \frac{0,011 + 8,975}{1000} \\ &= 0,009\text{ m}^3\end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

$$1,2 \times 0,009\text{ m}^3 = 0,011\text{ m}^3$$

### Dimensi

Dirancang tangki dengan perbandingan D:H = 1:2

$$\begin{aligned}D &= \sqrt[3]{\frac{4 \times 0,011}{2\pi}} \\ &= 0,239\text{ m}\end{aligned}$$

$$H = 2D = 0,479\text{ m}$$

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless steel SA 167 tipe 309

$$\begin{aligned}t_s &= \frac{P r_i}{f E - 0,6 P} + C \\ &= \frac{14,7 \times 5}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,130\text{ in}\end{aligned}$$

dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Stainless steel SA 167 tipe 309 dengan  $f = 18750$  psi.

Tekanan operasi = 14,7 psia

IDs = diameter dalam shell = 0,239 m = 10 in

$$a = 10/2 = 5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} th &= \frac{0,885Pr}{fE-0,1P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 5}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,129 \text{ in, dipilih tebal standar } 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OD &= D + 2.th \\ &= (10 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 10,375 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 12 in dengan  $r = 12$  in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 0,75 in

$$ID = 10 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} AB &= a - icr \\ &= (5 - 0,75) \text{ in} \\ &= 4,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} BC &= r - icr \\ &= (12 - 0,75) \text{ in} \\ &= 11,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 12 - (11,25^2 - 4,25^2)^{0,5} \\ &= 1,584 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh  $sf = 2$  in (1,5 – 2 in)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\ &= (0,1875 + 1,584 + 2) \text{ in} \\ &= 3,772 \text{ in} = 0,095 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} T \text{ total tangki} &= H + 2.\text{tinggi head} \\ &= (0,479 + 2 \times 0,095) \text{ m} \\ &= 0,669 \text{ m} \end{aligned}$$

### TANGKI UMPAN BOILER (TU-09)

Tugas	Menampung air umpan boiler
Jenis	Tangki horizontal dengan deaerator
Diameter	1,289 m
Panjang	5,692 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal head	3/16 in
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	1 unit

Data:

$$\text{Suhu} = 303 \text{ K}$$

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

$$\text{Laju massa air} = 755,435 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 995,65 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir volumetrik} &= \frac{m}{\rho} \\ &= \frac{755,435}{995,65} \\ &= 0,759 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

$$1,2 \times 0,759 \text{ m}^3 = 0,910 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 0,910 \text{ m}^3 \times 8 \text{ jam} \\ &= 7,284 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Rasio panjang : diameter berkisar antara 3-5

(Walas, S.M., 1988, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Rule of thumbs, p. XVIII, chap. Vessels)

Dirancang rasio panjang : diameter = 4 : 1

$$L = 4 D$$

Tutup berbentuk elliptical dished head

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= V_{\text{shell}} + 2 V_{\text{head}} \\ &= \frac{\pi}{4} D^2 \times L + 2 \times \frac{\pi}{24} D^3 \\ &= \frac{13\pi}{12} D^3 \end{aligned}$$

$$D = \left(\frac{12Vt}{13\pi}\right)^{1/3}$$

$$D = 1,289 \text{ m}$$

$$P = 4 \times 1,289 \text{ m}$$

$$= 5,156 \text{ m}$$

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless steel SA 167 tipe 309

$$ts = \frac{Pr_i}{fE - 0,6P} + c$$

$$= \frac{14,7 \times 25,5}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125$$

$$= 0,149 \text{ in}$$

dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Stainless steel SA 167 tipe 309 dengan  $f = 18.750 \text{ psi}$ .

Tekanan operasi = 14,7 psia

$$IDs = \text{diameter dalam shell} = 1,289 \text{ m} = 51 \text{ in}$$

$$a = 51/2 = 25,5 \text{ in}$$

$$th = \frac{0,885Pr}{fE - 0,1P} + c$$

$$= \frac{0,885 \times 14,7 \times 25,5}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125$$

$$= 0,146 \text{ in, dipilih tebal standar } 0,1875 \text{ in}$$

$$OD = D + 2.th$$

$$= (51 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 51,375 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 54 in dengan r = 54 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 3,25 in

$$ID = 51 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (25,5 - 3,25) \text{ in}$$

$$= 22,25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= (54 - 3,25) \text{ in}$$

$$= 50,75 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 54 - (50,75^2 - 22,25^2)^{0,5} \\
 &= 8,388 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in (1,5 – 2 in)

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\
 &= (0,1875 + 8,388 + 2) \text{ in} \\
 &= 10,576 \text{ in} = 0,268 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{L total tangki} &= H + 2.\text{tinggi head} \\
 &= (5,156 + 2 \times 0,268) \text{ m} \\
 &= 5,692 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### BOILER (B-01)

Tugas	Membuat steam jenuh
Jenis	Water tube boiler
Diameter	1,357 m
Panjang	5,989 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal head	3/16 in
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	1 unit

Data:

$$\text{Jumlah air} = 755,435 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas air} = 995,65 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Volume} = 0,759 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Dirancang faktor keamanan (*over design*) 40%

$$1,4 \times 0,759 \text{ m}^3/\text{jam} = 1,062 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kondisi operasi:

$$P \text{ steam out} = 1,67 \text{ atm} = 24,54 \text{ psia}$$

$$T \text{ steam in } (T_1) = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$T \text{ steam in } (T_2) = 115 \text{ }^\circ\text{C} = 388 \text{ K}$$

Kapasitas panas ( $C_p$ ) air pada  $T_1 = 303 \text{ K}$ ,  $T_2 = 388 \text{ K}$

Cp= (J/mol.K)				
Komponen	A	B	C	D
H2O	92,053	-0,039953	-0,00021103	5.35E-07

$$\text{Kapasitas panas air (Cp)} = \int_{T_1}^{T_2} A + BT + CT^2 + DT^3$$

dengan:

A, B, C dan D = konstanta

T<sub>1</sub> = suhu masuk, K

T<sub>2</sub> = suhu keluar, K

Sehingga diperoleh nilai Cp = 6632,94 kJ/kmol

$$= \frac{6632,94 \text{ kJ/kmol}}{18 \text{ kg/kmol}} = 368,5 \text{ kJ/kg}$$

Panas laten penguapan air ( $\lambda$ ) pada suhu 115 °C = 2699 kJ/kg

Beban panas boiler dihitung dengan cara:

$$Q_T = Q_s + Q_v$$

dengan:

Q<sub>T</sub> = beban panas total, kJ/jam

Q<sub>s</sub> = panas sensibel, kJ/jam

Q<sub>v</sub> = panas penguapan, kJ/jam

Panas sensibel (Q<sub>s</sub>):

$$\begin{aligned} Q_s &= m \text{ Cp } dT \\ &= 755,435 \text{ kg/jam} \times 368,5 \text{ kJ/kg} \\ &= 278377,922 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas penguapan (Q<sub>v</sub>):

$$\begin{aligned} Q_v &= m \times \lambda \\ &= 755,435 \text{ kg/jam} \times 2699 \text{ kJ/kg} \\ &= 2038919,973 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Sehingga:

$$\begin{aligned} Q_T &= (278377,922 + 2038919,973) \text{ kJ/jam} \\ &= 2317297,895 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Rasio panjang : diameter berkisar antara 3-5

(Walas, S.M., 1988, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Rule of thumbs, p. XVIII, chap. Vessels)



Dirancang rasio panjang : diameter = 4 : 1

$$L = 4 D$$

Tutup berbentuk elliptical dished head

Waktu tinggal = 8 jam

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= 1,062 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} \\ &= 8,498 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume} &= V_{\text{shell}} + 2 V_{\text{head}} \\ &= \frac{\pi}{4} D^2 \times L + 2 \times \frac{\pi}{24} D^3 \\ &= \frac{13\pi}{12} D^3 \end{aligned}$$

$$D = \left( \frac{12Vt}{13\pi} \right)^{1/3}$$

$$D = 1,357 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} P &= 4 \times 1,357 \text{ m} \\ &= 5,427 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless steel SA 167

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{Pr_i}{fE - 0,6P} + c \\ &= \frac{14,7 \times 26,5}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,15 \text{ in} \end{aligned}$$

dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Stainless steel SA 167 tipe 309 dengan  $f = 18750$  psi.

Tekanan operasi = 14,7 psia

$$ID_s = \text{diameter dalam shell} = 1,357 \text{ m} = 53 \text{ in}$$

$$a = 53/2 = 26,5 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0,885Pr}{fE - 0,1P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 26,5}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,147 \text{ in, dipilih tebal standar } 0,1875 \text{ in} \end{aligned}$$

$$OD = D + 2.t_h$$

$$= (53 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 53,375 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 54 in dengan r = 54 in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 3,25 in

$$ID = 53 \text{ in}$$

$$AB = a - icr$$

$$= (26,5 - 3,25) \text{ in}$$

$$= 23,25 \text{ in}$$

$$BC = r - icr$$

$$= (54 - 3,25) \text{ in}$$

$$= 50,75 \text{ in}$$

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

$$= 54 - (50,75^2 - 23,25^2)^{0,5}$$

$$= 8,889 \text{ in}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh sf = 2 in (1,5 - 2 in)

$$\text{Tinggi head} = th + b + sf$$

$$= (0,1875 + 8,889 + 2) \text{ in}$$

$$= 11,077 \text{ in} = 0,281 \text{ m}$$

$$L \text{ total tangki} = H + 2 \cdot \text{tinggi head}$$

$$= (5,427 + 2 \times 0,281) \text{ m}$$

$$= 5,989 \text{ m}$$

### TANGKI BAHAN BAKAR BOILER (TU-10)

Tugas	Menyimpan cadangan bahan bakar boiler
Jenis	Tangki silinder horizontal
Diameter	2,179 m
Panjang	9,554 m
Tebal shell	3/16 in
Tebal head	3/16 in
Bahan	Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah	1 unit

Kebutuhan bahan bakar

Fuel oil yang digunakan adalah no. 4 fuel oil (23,2° API) dari Perry's Chemical Engineer Handbook, 2008, 8th ed, table 24-6, p. 24-9

$$\begin{aligned}\text{Nilai NHV (Net Heating Value)} &= 136000 \text{ BTU/gal} \\ &= 41651,87 \text{ kJ/kg}\end{aligned}$$

(Fig. 24-1, Perry's Chemical Engineer Handbook, 2008, 8th ed, p. 24-9)

Efisiensi pembakaran berkisar antara 70-80% (dipilih 75%)

$$\text{Densitas fuel oil} = 910 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_T = 2317297,895 \text{ kJ/jam}$$

Kebutuhan bahan bakar:

$$\begin{aligned}W_m &= \frac{Q_T}{\text{eff} \times \text{NHV}} \\ &= \frac{2317297,895}{0,75 \times 41651,87} \\ &= 74,180 \text{ kg/jam}\end{aligned}$$

Kebutuhan bahan bakar selama ½ bulan:

$$\begin{aligned}&= 74,180 \text{ kg} \times 24 \text{ jam/hari} \times 15 \text{ hari} \\ &= 26704,755 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Volume bahan bakar} &= \frac{26704,755}{910} \\ &= 29,346 \text{ m}^3\end{aligned}$$

Dirancang faktor keamanan (over design) 20%

$$1,2 \times 29,346 \text{ m}^3 = 35,215 \text{ m}^3$$

Rasio panjang : diameter berkisar antara 3-5

(Walas, S.M., 1988, "Chemical Process Equipment Selection and Design", Rule of thumbs, p. XVIII, chap. Vessels)

Dirancang rasio panjang : diameter = 4 : 1

$$L = 4 D$$

Tutup berbentuk elliptical dished head

$$\begin{aligned}\text{Volume} &= V_{\text{shell}} + 2 V_{\text{head}} \\ &= \frac{\pi}{4} D^2 \times L + 2 \times \frac{\pi}{24} D^3 \\ &= \frac{13\pi}{12} D^3\end{aligned}$$

$$D = \left( \frac{12V_t}{13\pi} \right)^{1/3}$$

$$D = 2,179 \text{ m}$$

$$P = 4 \times 2,179 \text{ m} = 8,718 \text{ m}$$

### Menentukan tebal dinding

Bahan konstruksi yang digunakan Stainless steel SA 167 tipe

$$\begin{aligned}ts &= \frac{Pr_i}{fE - 0,6P} + c \\ &= \frac{14,7 \times 43}{18750 \times 0,85 - 0,6 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,165 \text{ in}\end{aligned}$$

dipilih tebal dinding standar 0,1875 in (Brownell and Young, tabel 5.6 hal 88)

### Menentukan tinggi head

Dipilih bahan dinding head Stainless steel SA 167 tipe 309 dengan  $f = 18750$  psi.

Tekanan operasi = 14,7 psia

$$ID_s = \text{diameter dalam shell} = 2,179 \text{ m} = 86 \text{ in}$$

$$a = 86/2 = 43 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}th &= \frac{0,885Pr}{fE - 0,1P} + c \\ &= \frac{0,885 \times 14,7 \times 43}{18750 \times 0,85 - 0,1 \times 14,7} + 0,125 \\ &= 0,160 \text{ in, dipilih tebal standar } 0,1875 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}OD &= D + 2.th \\ &= (86 + 2 \times 0,1875) \text{ in} = 86,375 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan OD standar = 90 in dengan  $r = 90$  in dengan tebal head 3/16 in diperoleh icr 5,5 in

$$ID = 86 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}AB &= a - icr \\ &= (43 - 5,5) \text{ in} \\ &= 37,5 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}BC &= r - icr \\ &= (90 - 5,5) \text{ in} \\ &= 84,5 \text{ in}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\ &= 90 - (84,5^2 - 37,5^2)^{0,5} \\ &= 14,277 \text{ in}\end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/16 in diperoleh  $sf = 2$  in (1,5 - 2 in)

$$\begin{aligned} \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\ &= (0,1875 + 14,277 + 2) \text{ in} \\ &= 16,465 \text{ in} = 0,418 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{L total tangki} &= P + 2.\text{tinggi head} \\ &= (8,718 + 2 \times 0,418) \text{ m} \\ &= 9,554 \text{ m} \end{aligned}$$

#### D. Unit penyedia listrik dan bahan bakar

Unit penyedia listrik dan bahan bakar meliputi:

- Kebutuhan listrik
- Generator
- Bahan bakar

##### 1. Kebutuhan Listrik

Tabel kebutuhan listrik alat proses

Alat	Kebutuhan listrik (Hp)
Motor pengaduk M-01	7,5
Motor pengaduk R-01	15
Screw conveyor SC-01	0,5
Screw conveyor SC-02	0,5
Bucket elevator BE-01	3
Bucket elevator BE-02	1,5
Pompa P-01	2
Pompa P-02	7,5
Pompa P-03	0,5
Pompa P-04	0,5
Pompa P-05	2
Pompa P-06	0,5
Pompa P-07	0,5
Pompa P-08	0,5
Pompa P-09	0,5
Pompa P-10	0,5
Pompa P-11	0,5

$$\text{Total} = 43,500 \text{ Hp}$$

Tabel kebutuhan listrik alat utilitas

Alat	Kebutuhan listrik (Hp)
Motor pengaduk TU-01	0,5
Motor pengaduk TP-01	1
Motor pengaduk TU-02	2
Clarifier CF-01	2
Menara Pendingin CT-01	20
Pompa PU-01	0,5
Pompa PU-02	0,5
Pompa PU-03	0,5
Pompa PU-04	0,5
Pompa PU-05	0,5
Pompa PU-06	0,5
Pompa PU-07	0,5
Pompa PU-08	0,5

Total = 29,500 Hp

Kebutuhan listrik alat proses dan utilitas

= 43,500 Hp + 29,500 Hp

= 73,000 Hp

Diambil angka keamanan 20%

= 120% × 73,000 Hp

= 87,6 Hp

Kebutuhan listrik untuk laboratorium, perkantoran, bengkel dan keperluan lain diperkirakan 40% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas

= 40% × 73,000 Hp

= 29,2 Hp

Kebutuhan listrik untuk instrumentasi dan control diperkirakan 10% dari kebutuhan listrik alat proses dan utilitas

= 10% × 73,000 Hp

= 7,3 Hp

$$\begin{aligned} &\text{Kebutuhan listrik total} \\ &= 87,6 \text{ Hp} + 29,2 \text{ Hp} + 7,3 \text{ Hp} \\ &= 124,1 \text{ Hp} \approx 125 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 2. Generator

Generator berfungsi untuk membangkitkan listrik untuk keperluan proses, utilitas dan umum. Jenis alat yang dipilih yaitu generator bahan bakar diesel (solar).

Faktor daya yang diperlukan diperkirakan sebesar 80% sehingga disediakan daya:

$$\begin{aligned} \text{Daya yang diperlukan} &= \frac{125 \text{ Hp}}{0,80} = 156,25 \text{ Hp} \\ &= 156,25 \text{ Hp} \times \frac{0,7457 \text{ kW}}{1 \text{ Hp}} \\ &= 116,515 \text{ kW} \end{aligned}$$

Energi listrik diperoleh dari PT. Pembangkitan Jawa-Bali (PJB) Regional Gresik, Jawa Timur. Disediakan pula generator sebagai cadangan berkekuatan 150 kW jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik kurang.

Spesifikasi generator

$$\text{Daya yang dibangkitkan} = 150 \text{ kW} = 201,15 \text{ Hp}$$

## 3. Bahan bakar

Bahan bakar yang digunakan yaitu fuel oil. Spesifikasi bahan bakar diesel :

$$^{\circ}\text{API} = 22-28 ^{\circ}\text{API}$$

$$\text{Heating Value} = 144000 \text{ Btu/gal (Fig. 24-1, Perry, 2008, 8th ed)}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 987 \text{ kg/m}^3$$

Efisiensi pembakaran berkisar antara 70-80%

Dianggap listrik padam 1x dalam satu bulan selama 3 jam

Tenaga yang harus di sediakan diesel :

$$\text{Effisiensi motor diesel} = 80\%$$

$$= \frac{201,15 \text{ Hp}}{0,80} = 251,44 \text{ Hp}$$

Tenaga yang harus di sediakan bahan bakar :

$$\text{Effisiensi bahan bakar} = 70\%$$

$$= \frac{251,44 \text{ Hp}}{0,80} = 359,2 \text{ Hp}$$

Sehingga tenaga yang harus di sediakan bahan bakar

$$= 359,2 \text{ Hp} \times \frac{0,7457 \text{ kW}}{1 \text{ Hp}} \times \frac{56,92 \frac{\text{Btu}}{\text{menit}}}{1 \text{ kW}} \times \frac{1 \text{ menit}}{60 \text{ detik}}$$
$$= 254 \text{ Btu/detik}$$

Kebutuhan minyak diesel :

$$= \frac{254 \frac{\text{Btu}}{\text{detik}}}{144000 \frac{\text{Btu}}{\text{gal}}}$$
$$= 0,0018 \text{ gallon/detik} = 0,87 \text{ m}^3/\text{tahun}$$

Kebutuhan minyak diesel selama 1 bulan untuk generator

$$= 0,87 \text{ m}^3/\text{tahun} \times 987 \text{ kg/m}^3 \times \frac{1 \text{ tahun}}{12 \text{ bulan}}$$
$$= 71,2 \text{ kg/bulan}$$
$$= 82,79 \text{ liter/bulan}$$

Tangki bahan bakar generator

Tugas : Menyimpan cadangan bahan bakar generator dan furnace untuk kebutuhan selama 3 bulan

Jenis : Tangki silinder horizontal

$$\text{Kebutuhan selama 3 bulan} = \frac{71,2 \text{ kg/bulan} \times 3 \text{ bulan}}{987 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}$$
$$= 0,216 \text{ m}^3$$

$$\text{Dirancang angka keamanan } 20\% = 1,2 \times 0,216 \text{ m}^3$$
$$= 0,259 \text{ m}^3$$

Dimensi tangki :

Dirancang L : D = 2 : 1

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times L}{4}$$
$$= \frac{\pi \times D^2 \times 2D}{4}$$

$$0,259 \text{ m}^3 = \frac{\pi \times 2D^3}{4}$$

$$D = 0,549 \text{ m}$$

$$L = 1,099 \text{ m}$$



## POMPA UTILITAS

Fungsi	Mengalirkan air dari bak pengendap lanjut menuju tangki pencampur
Jenis	Pompa sentrifugal
Pemilihan pipa	
NPS	2 in
Sch. No	40
Diameter luar (OD)	2,38 in
Diameter dalam (ID)	2,067 in
Luas penampang (ap)	3,35 in <sup>2</sup>
Spesifikasi pompa	
Kapasitas pompa	30,332 gpm
Pressure head	0,033 m
Velocity head	0,401 m
Friction head	1,527 m
Putaran pompa	
Kecepatan putar	600 rpm
Effisiensi motor	80 %
Motor standard	0,5 Hp

Kondisi pemompaan :

Suhu (T) : 30 °C

Tekanan (P) : 1,1 atm

Fv = 6856,661 kg/jam

Densitas Cairan ( $\rho$ ) = 995,65 kg/m<sup>3</sup> = 62,156 lb/ft<sup>3</sup>

$\mu$  = 0,82 cP = 0,00055 lb/ft.det

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

$$= \frac{6856,661}{995,65}$$

$$= 6,887 \text{ m}^3/\text{jam} = 30,332 \text{ gpm} = 0,067 \text{ ft}^3/\text{det}$$

Di optimum = 3,9 ( Qf )<sup>0,45</sup> x (  $\rho$  )<sup>0,13</sup> (Peter Timerhous edisi 4 fig 14-2 ha1 498)

$$= 3,9 (0,067)^{0,45} \times (62,156)^{0,13}$$

$$= 1,977 \text{ in}$$

### Pemilihan pipa

Standarisasi (Tabel 11, Kern, hal 844), diperoleh :

$$\text{NPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,198 \text{ ft}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,172 \text{ ft} = 0,052 \text{ m}$$

$$A \text{ (flow area)} = 3,35 \text{ in}^2 = 0,023 \text{ ft}^2$$

$$\text{Schedule} = 40$$

### Menghitung kecepatan linier (v)

$$\begin{aligned} v &= \frac{Q}{A} \\ &= \frac{0,067}{0,023} \\ &= 2,913 \text{ ft/det} = 0,887 \text{ m/det} \end{aligned}$$

Menentukan bilangan Reynold :

$$\begin{aligned} N_{\text{Re}} &= \frac{\rho \cdot v \cdot \text{ID}}{\mu} \\ &= \frac{62,156 \times 2,913 \times 0,172}{0,00055} \quad (\text{Geankoplis pers 3.4-1, hal 144}) \\ &= 56622,534 \quad (N_{\text{Re}} > 2100 \text{ maka aliran turbulen}) \end{aligned}$$

Dari Brown, fig.126 hal 141, bahan commercial steel didapat didapat  $\frac{\epsilon}{D} = 0,0009$

Dari Brown, fig.125 hal 140, didapat  $f = 0,023$

### Menentukan panjang pipa

Ukuran pipa didapatkan dari fig.127 hal 141 (Brown, 1950):

$$\begin{aligned} 5. \quad 2 \text{ sudden enlargement (Se)} &= (2 \times 1,25) = 2,5 \text{ ft} \\ 6. \quad 2 \text{ sudden contraction (Sc)} &= (2 \times 1,25) = 2,5 \text{ ft} \\ 7. \quad 4 \text{ standar elbow (el)} &= (4 \times 5,5) = 22 \text{ ft} \\ 8. \quad 1 \text{ gate valve (Gv)} &= (1 \times 1,25) = 1,25 \text{ ft} \\ \text{Le} = (\text{Se} + \text{Sc} + \text{el} + \text{Gv}) &= 28,25 \text{ ft} = 8,6 \text{ m} \end{aligned}$$

## Menghitung Head Pompa

### Pressure head

$$\text{Tekanan asal } (P_1) = 1 \text{ atm} = 10332,275 \text{ kgf/m}^2$$

$$\text{Tekanan tujuan } (P_2) = 1,1 \text{ atm} = 10365,5 \text{ kgf/m}^2$$

$$\begin{aligned} H_p &= \frac{P_2 - P_1}{\rho} = \frac{(10365,5 - 10332,275) \frac{\text{kgf}}{\text{m}^2}}{995,65 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{9,81 \frac{\text{m}}{\text{det}^2}}{9,81 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{kgf} \cdot \text{det}^2}}} \\ &= 0,033 \text{ m} \\ &= 0,108 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Velocity head

$$\begin{aligned} H_v &= \frac{(v^2 - v^1)}{2g} = \frac{(0,887^2 - 0^2)}{2 \times 0,98} \\ &= 0,401 \text{ m} \\ &= 1,315 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Friction head

$$\begin{aligned} H_f &= \frac{f \cdot v^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot D} = \frac{0,023 \times 0,887^2 \times 8,6}{2 \times 0,98 \times 0,052} \\ &= 1,527 \text{ m} \\ &= 5,009 \text{ ft} \end{aligned}$$

Total head pompa :

$$\begin{aligned} H &= H_p + H_v + H_f \\ &= (0,108 + 1,315 + 5,009) \text{ ft} \\ &= 6,432 \text{ ft} = 1,960 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menghitung kecepatan spesifik

Putaran pompa (N) = 600 rpm

(Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E., vol 3, ed III, hal 624)

Debit cairan = 6,887 m<sup>3</sup>/jam = 30,332 gpm

Head total = 6,432 ft

$$\begin{aligned} N's &= \frac{N \cdot (Q)^{0,5}}{(h)^{0,75}} \text{ (Persamaan 5.2 hal 200 (Culson \& Richardson, vol 6, ed III, 1999))} \\ &= \frac{600 \times (30,332)^{0,5}}{(6,432)^{0,75}} \\ &= 818,168 \text{ rpm} \end{aligned}$$

### Menghitung brake horse power

$$\eta = 45 \%$$

(Diperoleh dari fig 14.37 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV, hal 520, 1991)

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{Q \cdot h}{3960 \cdot \eta} \\ &= \frac{30,332 \times 6,432}{3960 \times 0,45} \\ &= 0,109 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi motor 80%

(Diperoleh dari fig 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus, ed IV, hal 521, 1991)

$$\begin{aligned} \text{BPM} &= \frac{0,109}{0,80} \\ &= 0,137 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Digunakan daya motor standar = 0,5 Hp (Ludwig, E.E., vol 3, ed III, hal 628)