universitas
MALIKUSSALEH

# TUGAS AKHIR

# PRARANCANGAN PABRIK FORMALDEHID DARI METANOL DAN OKSIGEN MENGGUNAKAN PROSES *METAL OXIDE* DENGAN KATALIS *VANADIUM PENTAOXIDE* ($V_2O_5$) KAPASITAS 120.000 TON/TAHUN (TUGAS KHUSUS: REAKTOR)

**Diajukan untuk Memenuhi Sebagian dari**
**Syarat-Syarat Yang Diperlukan Untuk**
**Memperoleh Ijazah Sarjana**

**Disusun Oleh:**

**NURHIJJRAH** **NIM.200140014**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA**
**JURUSAN TEKNIK KIMIA FAKULTAS TEKNIK**
**UNIVERSITAS MALIKUSSALEH**
**LHOKSEUMAWE**
**2024**

# SURAT PERNYATAAN ORISINALITAS

Saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Nurhijjrah
NIM : 200140014

Dengan ini menyatakan dengan sesungguhnya bahwa di dalam Tugas Akhir ini tidak terdapat bagian atau satu kesatuan yang utuh dari Tugas Akhir, buku atau bentuk lain yang saya kutip dari karya orang lain tanpa saya sebutkan sumbernya yang dapat dipandang sebagai Tindakan penjiplakan. Sepanjang pengetahuan saya juga tidak terdapat reproduksi karya atau pendapat yang pernah ditulis atau diterbitkan oleh orang lain yang dijadikan seolah-olah karya asli saya sendiri. Apabila ternyata terdapat dalam Tugas Akhir saya bagian-bagian yang memenuhi standar penjiplakan maka saya menyatakan kesediaan untuk dibatalkan sebahagiaan atau seluruh hak gelar kesarjanaan saya.

Demikian surat pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya tanpa ada paksaan dari pihak manapun

Lhokseumawe, 15 Agustus 2024

Saya yang membuat pernyataan

**Nurhijjrah**
**NIM. 200140014**

Dipindai dengan CamScanner

## LEMBAR PENGESAHAN SKRIPSI

| | | |
|---|---|---|
| Judul Skripsi | : | Prarancangan Pabrik Formaldehid Dari Metanol Dan Oksigen Menggunakan Proses *Metal Oxide* Dengan Katalis *Vanadium Pentaoxide* ($V_2O_5$) Kapasitas 120.000 Ton/Tahun |
| Nama Mahasiswa | : | Nurhijjrah |
| NIM | : | 200140014 |
| Program Studi | : | S1 Teknik Kimia |
| Jurusan | : | Teknik Kimia |
| Fakultas | : | Teknik |
| Perguruan Tinggi | : | Universitas Malikussaleh |
| Pembimbing Utama | : | Ir Jalaluddin, M.T |
| Pembimbing Pendamping | : | Dr. Leni Maulinda, S.T.,M.T |
| Ketua Penguji | : | Dr. Masrullita, S.Si.,M.T |
| Anggota Penguji | : | Nasrul ZA, S.T.,M.T |

Lhokseumawe, 15 Agustus 2024
Penulis,

**Nurhijjrah**
NIM. 200140014

Menyetujui:

Pembimbing Utama,

**Ir. Jalaluddin, M.T.**
NIP. 196612312001121046

Pembimbing Pendamping,

**Dr. Leni Maulinda, S.T., M.T.**
NIP. 197703082008012012

Mengetahui:

Ketua Jurusan,

**Dr. Lukman Hakim S.T., M.Eng**
NIP. 197005082005011001

Koordinator Program Studi,

**Dr. Ir. Rozanna Dewi, ST., M.Sc., IPM**
NIP. 197603252003122003

Dipindai dengan CamScanner

# KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur ke hadirat Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat dan anugerah-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan penyusunan Tugas Akhir ini dengan judul **" Prarancangan Pabrik *Formaldehide* Dari *Methanol* Dan Oksigen Menggunakan Proses *Metal Oxide* Dengan Katalis *Vanadium Pentaoxide* ($V_2O_5$) Kapasitas 120.000 Ton/Tahun "**. Shalawat beriringkan salam kita sanjungkan kepada Nabi Muhammad SAW yang telah membawa ajaran kebenaran dan pedoman kepada sahabat dan seluruh umat manusia.

Tugas ini merupakan mata kuliah wajib bagi setiap mahasiswa Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh. Hal ini dimaksudkan agar mahasiswa mendapatkan gambaran langsung tentang ilmu yang telah diperoleh saat kuliah dan menambahkan pengalaman yang berhubungan dengan ilmu keteknikan secara khusus dengan adanya tugas ini.

Pada kesempatan kali ini penulis mendapatkan banyak bantuan dan bimbingan dalam menyelesaikan penulisan Tugas Akhir ini. Oleh karena itu, penulis mengucapkan terimakasih kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Herman Fithra, ST., MT., IPM., ASEAN Eng, selaku Rektor Universitas Malikussaleh
2. Bapak Dr. Muhammad Daud, M.T.,, Selaku Dekan Fakultas Teknik Universitas Malikussaleh Lhokseumawe.
3. Bapak Dr. Lukman Hakim ST, M.Eng, selaku ketua Jurusan Teknik Kimia
4. Ibu Dr. Ir. Rozanna Dewi, ST., M.Sc., IPM , selaku Ketua Program Studi Teknik Kimia Universitas Malikussaleh
5. Bapak Ir. Jalaluddin, M.T selaku dosen pembimbing 1 proposal TGA
6. Ibu Leni Maulinda., S.T.,M.T selaku dosen pembimbing 2 proposal TGA
7. Ibu dan ayah yang senantiasa memberikan dukungan baik secara moril maupun materil.
8. Seluruh teman seperjuangan di Universitas Malikussaleh khususnya Jurusan Teknik Kimia.

Penulis menyadari bahwa tugas ini masih jauh dari sempurna. Oleh karena itu dibutuhkan segala saran dan kritik yang membangun untuk Tugas ini. Harapan penulis semoga Tugas ini dapat bermanfaat bagi pengembangan illmu pengetahuan kedepannya.

Bukit Indah, 11 Januari 2024

Penulis

# BAB I
# PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

Keberhasilan proses industri pada era perdagangan bebas sekarang ini sangat ditentukan oleh adanya sumber daya alam dan sumber daya manusia yang berkualitas. Indonesia merupakan salah satu negara yang mempunyai sumber daya alam maupun sumber daya manusia yang berlimpah. Dengan kemajuan teknologi yang pesat, Indonesia berpotensi untuk mengembangkan industri dalam negeri serta berpotensi menjadi negara pengekspor produk industri dari segala sektor.

Pengembangan industri yang perlu mendapat perhatian pemerintah adalah pengembangan industri kimia dasar. Dengan berkembangnya industri ini akan membuka lapangan kerja baru bagi rakyat Indonesia sehingga dapat meningkatkan taraf hidup masyarakat Indonesia. Peningkatan kebutuhan harus diimbangi dengan peningkatan industri, oleh sebab itu pemerintah telah menggalakkan pembangunan disektor industri terutama dalam bidang industri kimia dasar. Salah satu diantaranya adalah pendirian pabrik formaldehid.

Formaldehid (juga disebut metanal atau formalin) merupakan aldehida dengan rumus kimia $H_2CO$ yang berbentuk gas atau cair yang dikenal sebagai formalin atau padatan yang dikenal sebagai *faraformaldehyde* atau *trioxane*. Formaldehid mempunyai banyak kegunaan diantaranya pada pembuatan produk kimia seperti, melamin formaldehid, urea formaldehid, fenol formaldehid, dan *trioxane*. Selain itu, formaldehid juga digunakan dalam pembuatan bahan kimia antara lain sintesa 1,4-butanadiol, trimetilol *propane* dan *neophentilglikol* yang digunakan dalam pembuatan produk *plastic polyester*, *synthetic resin counting*, dan *synthetic lubricatingoils* (Kirk and Othmer 1965). Pembentukan formaldehid merupakan reaksi antara metanol dan udara dengan katalis *vanadium pentaoxide* ($V_2O_3$). Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis dan dilakukan dalam reaktor jenis *plug flow reactor* (PFR).

Produksi formaldehid dapat dilakukan dengan dua proses yaitu dengan proses *Silver Catalyst* dan proses *Metal Oxide Catalyst*. Pada proses *Silver Catalyst* digunakan bahan baku metanol, udara dengan katalis perak pada tekanan atmosfer dan suhu yang tinggi yaitu 600-650 °C. Sementara proses *Metal Oxide Catalyst* menggunakan bahan baku metanol dan udara dengan katalis metal dengan temperatur 300-400 °C dan tekanan 1-1,5 atm. Bahan baku utama produksi formaldehid adalah metanol dan udara. Dimana, udara yang digunakan berasal dari alam dan bahan baku metanol diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri yang mempunyai kapasitas 660.000 ton/tahun.

Badan Pusat Statistik (BPS) pada tahun 2020 menyatakan bahwa konsumsi formaldehid rata-rata sebanyak 197.494,65 ton/tahun dan terus meningkat meningkat setiap tahunnya. Melihat hal tersebut menyebabkan perlu didirikannya pabrik formaldehid agar kebutuhan Indonesia dapat terpenuhi dan terciptanya industri-industri baru yang menggunakan formaldehid sebagai bahan baku sehingga dapat meningkatkan pengembangan sumber daya manusia. Produk formaldehid yang dihasilkan berupa larutan formaldehid dengan kadar 50% sesuai dengan kadar formaldehid dalam pasar hanya berkisar 37-55%. Pendirian pabrik formaldehid di Indonesia akan meningkatkan kebutuhan dalam negeri dan meningkatkan ekspor untuk industri-industri yang membutuhkannya agar menghemat devisa negara Indonesia sendiri.

## 1.2 Rumusan Masalah

Kebutuhan Formaldehid terus meningkat setiap tahunnya sebagai bahan baku pembuatan produk kimia seperti, melamin formaldehid, urea formaldehid, fenol formaldehid, dan *trioxane*. Selain itu, formaldehid juga digunakan dalam pembuatan bahan kimia antara lain sintesa *1,4-butandiol, trimetilol propan* dan *neophentil glikol* yang digunakan dalam pembuatan produk *plastic polyester*, *synthetic cresin counting*, dan *synthetic lubricatingoils.* untuk pemenuhan kebutuhan dalam negeri, maka diperlukan suatu usaha untuk mendirikan pabrik Formaldehid. Tugas akhir ini memaparkan bagaimana merancang suatu pabrik

pembuatan Formaldehid dari bahan baku Metanol dan udara dengan proses *Metal Oxide Catalyst* dengan menggunakan katalis vanadium *pentaoxide* ($V_2O_5$).

## 1.3 Tujuan

2. Merancang proses produksi formaldehid dengan proses *Metal Oxide Catalyst* dalam skala besar/pabrik.
3. Mengaplikasikan diagram alir proses pembuatan formaldehid kedalam simulasi *Hysys*.

## 1.4 Manfaat

Manfaat prarancangan pabrik formaldehid ini adalah:

1. Secara teroritis prarancangan ini dapat menambah pengetahuan tentang proses produksi formaldehid.
2. Prarancangan pabrik formaldehid ini dapat memberikan masukan serta menjadi acuan dalam pembuatan prarancangan selanjutnya.
3. Dapat memenuhi kebutuhan dalam negeri.
4. Dapat meningkatkan devisa negara dari sektor non-migas bila hasil produk formaldehid ekspor.

## 1.5 Batasan Masalah

Batasan masalah dari prarancangan ini adalah mengetahui perancangan produksi formaldehid dengan proses *metal oxide catalyst* dengan proses *flow* diagram *hysys*, P&ID dan 3D *plant*, perhitungan neraca massa dan neraca energi,spesifikasi peralatan, unit utilitas, serta analisa ekonomi.

## 1.6 Penentuan Kapasitas Pabrik

Kapasitas pabrik merupakan faktor yang sangat penting dalam pendirian pabrik karena akan mempengaruhi perhitungan teknis dan ekonomi. Dalam menentukan kapasitas prarancangan pabrik formaldehid perlu dipertimbangkan hal-hal sebagai berikut:

### 1.6.1 Kapasitas Pabrik Penghasil Formaldehid Di Indonesia

Data-data kapasitas pabrik yang telah beroperasi penghasil formaldehid di indonesia dapat dilihat pada Tabel 1.1.

**Tabel 1.1** Produsen Formaldehid Beserta Kapasitas Di Indonesia

| No. | Nama Perusahaan | Kapasitas (Ton/Tahun) | Lokasi |
|---|---|---|---|
| 1. | PT. Arjuna Utama Kimia | 23.000 | Surabaya |
| 2. | PT. Dover *Chemical* | 24.540 | Serang |
| 3. | PT. Duta Pertiwi Nusantara | 50.000 | Pontianak |
| 4. | PT. Dyuno Mugi Indonesia | 29.400 | Aceh |
| 5. | PT. Pamolite *Adhesive Industry* | 36.000 | Jawa Timur |
| 6. | PT. Sabak Indah | 36.000 | Jambi |
| 7. | PT. Belawandeli *Chemical* | 30.000 | Medan |
| 8. | PT. Putra Sumber Kimindo | 48.000 | Jambi |
| 9. | PT. Borneo Karya Persada | 35.000 | Samarinda |
| **Total** | | 311.940 | |

(**Sumber** : Kemenperindag, 2020)

### 1.6.2 Data Pabrik Konsumen Formaldehid di Indonesia

Data pabrik yang memerlukan formaldehid dapat dilihat pada Tabel 1.2

**Tabel 1.2** Pabrik Konsumen Formaldehid di Indonesia

| No | Pabrik | Produk |
|---|---|---|
| 1. | PT Pamolite Adhesive Industry | Urea Formaldehid |
| 2. | PT Arjuna Utama Kimia | Urea Formaldehid |
| 3. | PT Korindo Arabima Sari | Urea Formaldehid |
| 4. | PT Dyno Mugi Indonesia | Urea Formaldehid |
| 5. | PT Superin | Urea Formaldehid |
| 7. | PT Intan Wijaya Internasional | Urea Formaldehid |
| 8. | PT Batu Penggal Chemical Industri | Urea Formaldehid |
| 9. | PT Sabak Indah Jambi | Urea Formaldehid |
| 10. | PT Dover Chemical | Urea Formaldehid |
| 11. | PT Nusa prima Utama | Urea Formaldehid |
| 12. | PT Uforin Prajen | Urea Formaldehid |
| 13. | PT Duta Pertiwi Nusantara | Urea Formaldehid |
| 14. | PT Borneo Karya Persada | Fenol Formaldehid |
| 15. | PT Sri Melamin Rezeki | Melamin Formaldehid |
| 16. | PT DSM Kaltim melamin | Melamin Formaldehid |

**(Sumber :** Nasution, 2022)

### 1.6.2 Data Kebutuhan Formaldehid di Dunia

Salah satu negara yang membutuhkan formaldehid adalah Australia, Myanmar, German, Italy, dan filipina. Berdasarkan data dari UN data kebutuhan formaldehid di dunia tahun 2019 dapat dilihat pada Tabel 1.3.

**Tabel 1.3** Data Kebutuhan Formaldehid di Dunia

| Negara | Kebutuhan (Ton/Tahun) |
|---|---|
| Australia | 4.767,135 |
| Myanmar | 37.242,78 |
| German | 877.009,1 |
| Italy | 33.358,03 |
| Filipina | 19.826,15 |

(**Sumber:** *United Nation* data, 2019)

### 1.6.4 Kebutuhan Formaldehid di Indonesia

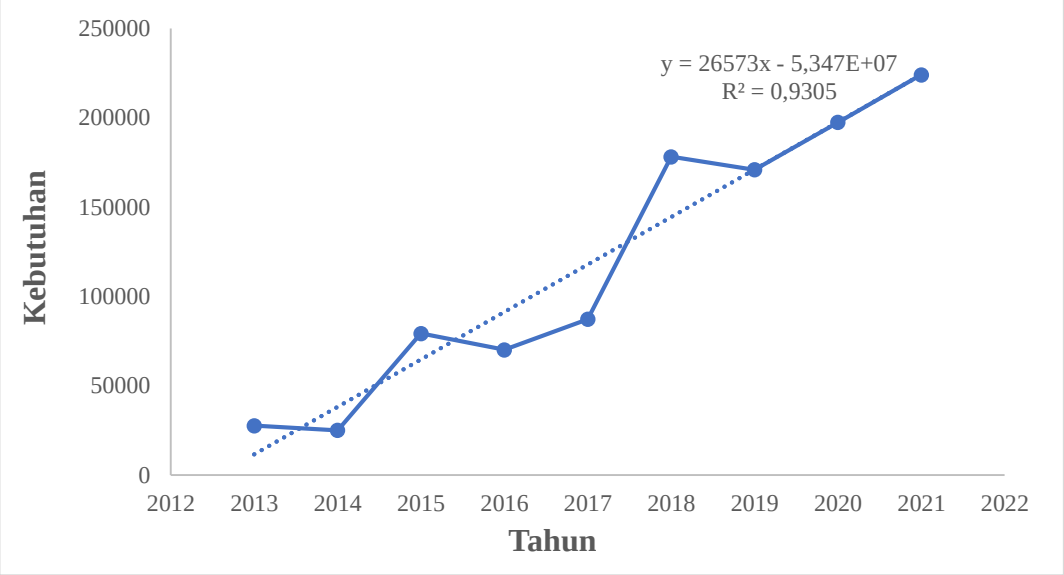
Konsumsi formaldehid menurut data statistik yang diterbitkan oleh Badan Pusat Statistik (BPS) tentang kebutuhan linear formaldehid di Indonesia dari tahun ke tahun terus meningkat. Data konsumsi atau pemakaian akan formaldehid di Indonesia pada tahun 2013 sampai tahun 2021 dapat dilihat pada Tabel 1.4.

**Tabel 1.4** Data Kebutuhan Formaldehid Di Indonesia

| No. | Tahun | Jumlah Kebutuhan (Ton/Tahun) |
|---|---|---|
| 1. | 2013 | 27.642,60 |
| 2. | 2014 | 25.044,50 |
| 3. | 2015 | 79.261,94 |
| 4. | 2016 | 70.136,96 |
| 5. | 2017 | 87.240,21 |
| 6. | 2018 | 178.163,14 |
| 7. | 2019 | 170.921,37 |
| 8. | 2020 | 197.494,65 |
| 9. | 2021 | 224.067,93 |

(**Sumber:** Badan Pusat Statistik, 2023).

Dari data kebutuhan formaldehid diatas dapat dibuat grafik linear antara data tahun pada sumbu x dan data konsumsi pada sumbu y, grafik dapat dilihat pada Gambar 1.1.




**Gambar 1.1** Grafik Konsumsi Formaldehid di Indonesia

Perkiraan kebutuhan formaldehid di Indonesia pada tahun yang akan datang dapat dihitung dengan menggunakan persamaan y = 26573x – 5,347E+07 dimana x sebagai tahun dan y sebagai jumlah kebutuhan formaldehid. Dengan persamaan di atas, diperkirakan untuk tahun 2026 kebutuhan konsumsi formaldehid di Indonesia sebesar 366.898 ton/tahun. Jumlah ini didapatkan melalui perhitungan sebagai berikut:

y = 26573 (2026) – 53.470.000

= 53.836.898 – 53.470.000

= 366.898 ton/tahun

Prediksi data kebutuhan konsumsi pada tahun 2022 sampai 2026 menggunakan cara ekstrapolasi juga dapat dilihat pada Tabel 1.5.

**Tabel 1.5** Data Ekstrapolasi Kebutuhan Konsumsi Formaldehid di Indonesia

| No. | Tahun | Jumlah Kebutuhan (Ton/Tahun) |
|---|---|---|
| 1. | 2022 | 250.918,99 |
| 2. | 2023 | 277.658,94 |
| 3. | 2024 | 309.034,38 |
| 4. | 2025 | 335.599,43 |
| 5. | 2026 | 366.898 |

Dari data prediksi kebutuhan diatas menunjukan bahwa pada tahun 2026, kebutuhan formaldehid mencapai 366.898 ton. Pabrik direncanakan dapat memenuhi jumlah kebutuhan sebesar 30% dari jumlah kebutuhan tersebut yaitu sejumlah 118.069,4 ton/tahun. Untuk dasar penentuan kapasitas produksi didapatkan dengan mempertimbangkan kapasitas produksi formaldehid dari data industri produksi dan kebutuhan formaldehid di Indonesia. Dari data tersebut maka didapatkan kapasitas industri formaldehid pada tahun 2026 yang ideal adalah 120.000 ton/tahun.

### 1.6.5 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan kebutuhan utama bagi kelangsungan produksi suatu pabrik sehingga penyediaan bahan baku sangat di prioritaskan. Bahan baku utama pembuatan formaldehid, yaitu metanol dan udara yang diperoleh dari PT. Kaltim Metanol Industri memiliki konsentrasi 99% dalam fase cair. Mengingat ketersediaan bahan baku yang melimpah dan kebutuhan akan formaldehid yang sangat besar, maka dapat dipertimbangkan lebih lanjut untuk mendirikan pabrik tersebut.

Pemilihan bahan baku merupakan hal yang penting dalam produksi formaldehid, karena kemurnian produk yang dihasilkan dan desain pabrik tergantung dari kualitas bahan bakunya. Bahan baku yang digunakan adalah metanol dan udara. Beberapa hal yang mendasari pemilihan bahan baku tersebut adalah:

1. Bahan baku yang mudah didapat karena telah diproduksi di Indonesia.
2. Bahan baku tersedia cukup banyak sehingga kelangsungan pabrik serta kontinuitasnya dapat terjamin.

## 1.7 Seleksi Pemilihan Proses

Pada dasarnya proses pembuatan formaldehid yang beragam memiliki kelebihan dan kekurangan masing-masing. Adapun beberapa proses pembuatan formaldehid sebagai berikut.

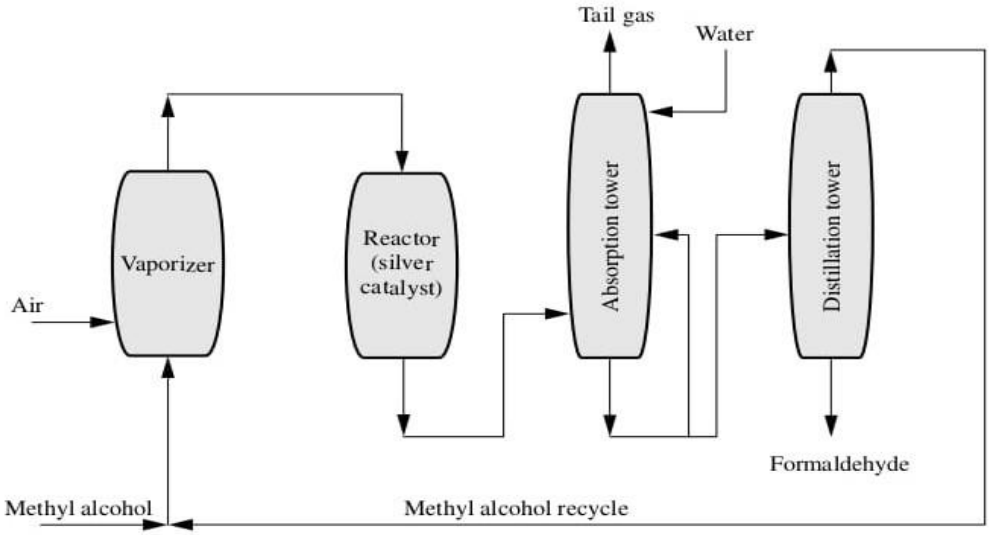
### 1.7.1 Proses *Silver Catalyst*

Proses ini menggunakan katalis perak. Katalis ini mempunyai umur 3-8 bulan. Reaksi terjadi pada tekanan 2 atm dan suhu yang tinggi yaitu 600-650° C. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$CH_3OH + ½ O_2 \rightarrow CH_2O(g)+H_2O$ $\Delta H$ =-37,28kkal/mol. ……..…(1.2)

$CH_3OH(g) \rightarrow CH_2O(g) + H_2(g)$ $\Delta H$ = 20,31 kkal/mol ……..…...(1.3)

(Othmer, 1965)




**Gambar 1.2** Alur Proses *Silver Catalyst*

Pada proses ini udara yang di murnikan direaksikan dengan metanol dalam reaktor katalitik. Produk didinginkan dengan cepat selanjutnya dialirkan ke menara absorber dimana metanol, air dan formaldehid terkondensasi di dasar menara. Untuk memurnikan produk sesuai dengan keinginan dilakukan pemurnian dengan proses distilasi. Konversi yang diperoleh dapat mencapai 65,1% dengan yield keseluruhan mencapai 89,1% (MC. Ketta, 1977). Adapun analisa ekonomi awal proses *silver catalyst* dapat dilihat pada Tabel 1.6.

**Tabel 1.6** Analisa Ekonomi Awal Proses *Silver Catalyst*

| **Parameter** | **Bahan baku** | | | **Produk** |
|---|---|---|---|---|
| | **Metanol** | **Oksigen** | **Katalis (Ag)** | **Formaldehid** |
| Berat Molekul | 32,04 gr/mol | 32 gr/mol | 108 gr/mol | 30,0258 gr/mol |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Harga Per Kg | Rp. 15.000 | Rp. 0 | Rp. 16.144.462 | Rp. 30.000 |
| Kebutuhan | 1 mol x 32,04 gr/mol<br>= 32,0419 gr<br>= 0,03204 kg | ½ mol x 32 gr/mol<br>= 16 gr<br>=0,016 kg | 3% x BM Katalis<br>= 0,03 x 108 gr/mol<br>= 3,24 gr/mol<br>= 1 mol x 3,24 gr/mol<br>= 3,24 gr<br>= 0,00324 kg | 1 mol x 30,0258 gr/mol<br>= 30,0258 gr<br>= 0,030025 kg |
| Harga Total | 0,03204 kg x Rp. 15.000<br>= Rp.480.600,00 | 0,016 kg x Rp. 0<br>= Rp. 0 | 0,00324 kg x Rp. 16.144.462<br>= Rp. 52.308,06 | 0,030025 x Rp. 30.000<br>= Rp. 900.750,00 |
| Analisa Ekonomi Awal | Keuntungan = Harga Produk- Harga Bahan baku<br>= Rp. 900.750,00 – (Rp. 480.600,00 + Rp.52.308,06)<br>= Rp. 367.841,94 | | | |

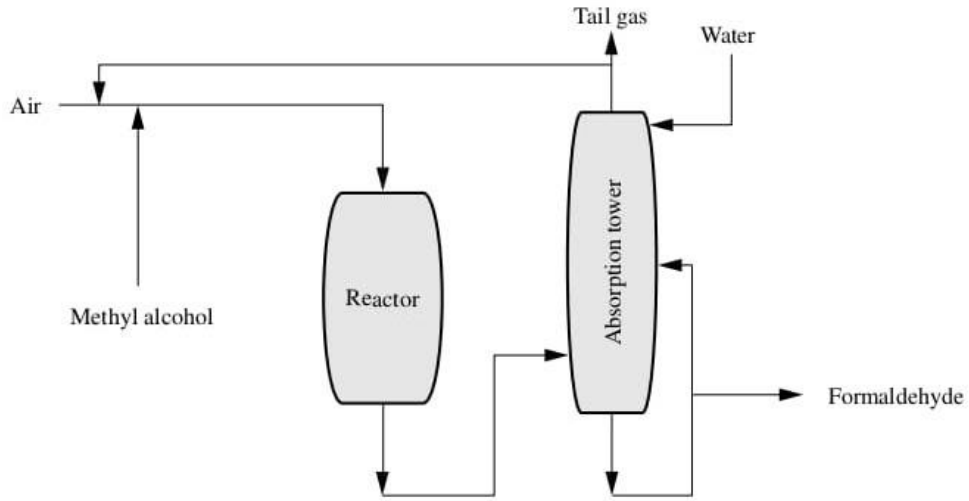
Dari perhitungan analisa ekonomi awal pada Tabel 1.6, terlihat bahwa harga beli bahan baku lebih murah dibandingkan harga jual produk. Namun harga katalis yang digunakan pada proses *silver catalyst* lebih mahal dibandingkan harga katalis pada proses *metal oxide.*

### 1.7.2 Proses *Metal Oxide Catalyst*

Proses pembuatan formaldehid menggunakan metanol dan katalis metal. Katalis ini mempunyai umur sekitar 12-18 bulan. Proses ini beroperasi pada suhu 300-400$^{o}$C, tekanan 1-1,5 atm, reaksinya bersifat eksotermis dan irreversible. Reaksi yang terjadi:

$CH_3OH + 1/2O_2 \rightarrow CH_2O(g)+H_2O \qquad \Delta H = -37{,}28 kkal/mol$ ……(1.4)

(Othmer, 1965)




**Gambar 1.3** Alur Proses *Metal Oxide Catalyst*

Metanol uap dicampur dengan udara kemudian direaksikan dengan katalis *metal* dalam sebuah reaktor *plug flow reactor* (PFR). Konversi yang diperoleh bisa mencapai 98% dengan *yield* formaldehid 94,4% (MC. Ketta, Hal 2243). Adapun analisa ekonomi awal untuk proses *metal oxide* dapat dilihat pada Tabel 1.7.

| **Parameter** | **Bahan baku** | | | **Produk** |
|---|---|---|---|---|
| | **Metanol** | **Oksigen** | **Katalis ($V_2O_5$)** | **Formaldehid** |
| Berat Molekul | 32,04 gr/mol | 32 gr/mol | 181,9 gr/mol | 30,0258 gr/mol |
| Harga Per Kg | Rp. 15.000 | Rp. 0 | Rp. 873.400 | Rp. 30.000 |
| Kebutuhan | 1 mol x 32,04 gr/mol<br>= 32,0419 gr<br>= 0,03204 kg | ½ mol x 32 gr/mol<br>= 16 gr<br>= 0,016 kg | 3% x BM $V_2O_5$<br>= 0,03 x 181,9 gr/mol<br>= 5,457 gr/mol<br>= 1 mol x 5,457 gr/mol<br>= 5,457 gr<br>= 0,00546 kg | 1 mol x 30,0258 gr/mol<br>= 30,0258 gr<br>= 0,030025 kg |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Harga Total | 0,03204 kg x Rp. 15.000 = Rp.480.600,00 | 0,016 kg x Rp. 0 = Rp. 0 | 0,00546 kg x Rp. 873.400 = Rp. 4.768,76 | 0,030025 x Rp. 30.000 = Rp. 900.750,00 |
| Analisa Ekonomi Awal | Keuntungan = Harga Produk- Harga Bahan baku<br>= Rp. 900.750,00 – (Rp. 480.600,00 + Rp. 4.768,76)<br>= Rp. 415.381,24 | | | |

Dari Tabel 1.7 diatas dapat kita lihat bahwa perhitungan analisa ekonomi awal pada proses *metal oxide* didapatkan keuntungan. Hasil analisa didapatkan keuntungan 85,6% dari harga bahan baku, maka perancangan pabrik formaldehid digunakan proses *metal oxide* dengan katalis *vanadium pentaoxide* ($V_2O_5$).

Perbandingan proses pembuatan formaldehid dapat dilihat pada Tabel 1.8.

**Tabel 1.8** Perbandingan Proses Pembuatan Formaldehid

| **Parameter** | ***Silver Catalyst*** | ***Metal Oxide catalyst*** |
|---|---|---|
| Konversi | 65,1% | 98% |
| Suhu | 600$^o$C – 650$^o$C | 300$^o$C – 400$^o$C |
| Tekanan | 2 atm | 1-1,5 atm |
| Reaksi | - | Eksotermis |
| Katalis/Umur Katalis | Ag/3-8 bulan | *Vanadium pentaoxide* ($V_2O_5$)/12-18 bulan |
| *Yield* | 89,1% | 94,4% |
| $\Delta H$ | -37,28 kkal/mol<br>20,31 kkal/mol | -37,28 kkal/mol |
| Keuntungan | Rp. 367.841,94 | Rp. 415.381,24 |

Berdasarkan perbandingan masing-masing proses di atas, maka dalam prarancangan pabrik ini digunakan proses *metal oxide catalyst*.

## 1.8 Uraian Proses

Prosespembuatan formaldehid secara garis besar dibagi menjadi 3 proses, yaitu:

1. Persiapan bahan baku
2. Tahapan reaksi
3. Pemurnian dan penyimpanan produk

### 1.8.1 Persiapan Bahan Baku

Bahan baku yang digunakan dalam proses pembuatan formaldehid adalah methanol, oksigen dan *vanadium Pentaoxide* sebagai katalis. Bahan baku methanol diperoleh dari PT kaltim Metanol milik Pertamina di Pulau Banyu, Kalimatan Timur memiliki konsentrasi 98 %.

a. Penyiapan Oksigen

Bahan baku oksigen dari tangka penyimpanan dipompakan ke *heater* (E-103) untukk dinaikkan suhunya dari -182,8 ºC ke 100 ºC selanjutnya dialirkan ke *heater* (E-104 ) untuk dinaikkan suhunya dari 100 ºC ke 300 ºC kemudian keluaran dari (E-104) dialirkan ke *mixer* untuk dimasukkan kedalam reaktor.

b. Penyiapan Metanol

Bahan baku utama formaldehid adalah methanol ($CH_3OH$) fase cair pada suhu 30◦C dan tekanan 1 atm tangki penyimpanan methanol (T-001) dipompa menjadi tekanan 1,3 atm dan dialirkan menuju *vaporizer* (Vap-001) untuk mengubah fasa methanol media yang digunakan untuk memanaskan adalah steam. Uap methanol kemudian dialirkan ke *heater* (E-101 ) untuk menaikkan suhu methanol dari 74 ◦C menjadi 100◦C. Kemudian uap methanol dialirkan ke *heat Excanger* (E-101) yang bertujuan untuk menaikkan suhu methanol dari 100◦C ke 210 ºC, kemudian masuk ke heater (E-102) yang bertujuan untuk menaikkan suhu metanol dari 210◦C ke 300 ºC dan telah sesuai dengan kondisi operasi selanjutnya diumpankan ke reaktor.

### 1.8.2 Tahapan Reaksi

Proses pembuatan formaldehid dengan *metal oxide* menggunkan reactor plug aliran (PFR) dengan katalis *vanadium pentaoxide* yang dijaga pada kondisi temperature 300-400◦C dengan tekanan 1,5 atm. Campuran *methanol* dan oksigen pada suhu 300◦C dan tekanan 1,5 atm diumpankan pada reaktor (R-001) dengan kondisi non isothermal dan adiabatik. Didalam reaktor akan terjadi oksidasi (reaksi bersifat eksotermis dan *irreversible*), reaksi dapat diihat pada persamaan 1.5

$$CH_3OH + 1/2O_2 \rightarrow CH_2O(g)+H_2O \quad \text{.....(1.5)}$$

Methanol teroksidasi membentuk formalehid, dan besarnya konversi methanol dapat mencapai 98%. Temperatur sangat mempengaruhi konversi terbentuknya formaldehid.

### 1.8.3 Pemurnian dan Penyimpanan Produk

Produk gas keluaran dari reaktor terdiri $CH_3OH$, $CH_2O$ dan $H_2O$ pada suhu 300◦C dan tekanan 1,5 atm dialirkan ke *Heat exanger* (E-101) untuk diturunkan suhunya dari 300◦C ke 225,7◦C, kemudian dialirkan *cooler* (C-101) untuk diturunkan suhunya dari 225,7◦C ke 100◦C kemudian dialirkankan ke *cooler*(C-102),untuk diturunkan suhunya dari 100◦C ke 30 ◦C. Selanjutnya produk dialirkan ke separator (S-01) yang bertujuan untuk memisahkan formalehid dengan methanol dan air. Selanjutnya produk dialirkan ke *compressor* (K-100) untuk menaikkan tekanan fluida gas dari 1,3 atm menjadi 5 atm dengan suhu 169,5 ◦C.Selanjutnya fluida dilairkan ke *Cooler* (C-103) yang bertujuan untuk menurunkan suhu fluida gas dari 169,5 ◦C ke 22◦C. Keluaran dari *cooler* dicampurkan dengan air untuk memperoleh kemurnian produk 50%.

## 1.9 Pemilihan Lokasi Pabrik

Secara geografis penentuan letak lokasi suatu pabrik sangat menentukan kemajuan pabrik tersebut saat produksi dan masa datang. Lokasi pendirian pabrik (dapat dilihat pada Gambar 1.4) merupakan salah satu faktor yang penting dalarn perancangan pabrik, karena sangat mempengaruhi kegiatan industri, baik didalam kegiatan produksi maupun distribusi produk untuk kelangsungan dari suatu industri baik produksi sekarang maupun untuk masa yang akan datang seperti, perluasan pabrik, daerah pemasaran produksi, penyediaan bahan baku dan lain- lain, harus mendapat perhatian khusus dalam pendirian suatu pabrik. Oleh karena itu pemilihan lokasi yang tepat dari pabrik akan menghasilkan biaya produksi dan distribusi yang seminimal mungkin..

Pabrik formaldehid rencananya akan didirikan di Bontang, Kalimantan Timur. Faktor-faktor yang menjadi pertimbangan dalam penentuan lokasi pabrik ini adalah sebagai berikut:

1. Penyediaan Bahan Baku

Pemilihan lokasi pabrik di Bontang, Kalimantan Timur yaitu karena dekat dengan sumber bahan baku yakni PT Kaltim Metanol Industri. Sehingga, dapat menghemat biaya transportasi bahan baku.

2. Pemasaran

Produk formaldehid digunakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Umumnya formaldehid merupakan bahan baku penunjang yang banyak digunakan dibidang industri, terutama industri *plywood*, *melamin formaldehid, tryoxane,* fenol formaldehid, urea formaldehid dan bahan baku dalam pembuatan senyawa kimia lainnya. Industri tersebut tersebar diseluruh penjuru Kalimantan Timur, Jawa Barat, hingga Jawa Timur. Sehingga, pemilihan lokasi Bontang juga dapat memberikan keuntungan dimana distribusi pasar sangat strategis dan dapat mengurangi biaya transportasi. Produk formaldehid juga akan di ekspor yang kebanyakan digunakan untuk amino resin (34%), *phenolic resin* (13%), *polyacetal resins* (9%), dan sebagian kecil digunakan *untuk paraformaldehid, hexamine, dan pentaerythritol*.

3. Transportasi

Sistem transportasi merupakan faktor penunjang yang dapat mempermudah pengadaan bahan baku dan pemasaran produk. Sistem transportasi di daerah ini, meliputi transportasi udara dan air yang relatif mudah dan sudah tersedia bagi kepentingan umum. Dimana transportasi air dapat melalui pelabuhan Bontang yang dapat melakukan pengiriman ekspedisi dalam skala besar dan pada transportasi udara dapat menggunakan Bandar Udara Samarinda.

4. Penyediaan utilitas

Lokasi pabrik yang akan dibangun berada dalam kawasan industri. Sehingga air, listrik dan bahan bakar didaerah ini mudah diperoleh. Kebutuhan air untuk proses dan keperluan lainnya tersedia dari sumber air didaerah tersebut baik dari sungai/mata air atau laut, misalnya selat malaka. Penyediaan prasarana tenaga listrik dan generator dapat disediakan di pabrik.

5. Tenaga Kerja

Melihat keberadaan dan kemampuan tenaga ahli di bidang kimia di Indonesia yang begitu banyak, maka akan menjamin terlaksananya pendirian pabrik produksi formaldehida di Indonesia. Tenaga kerja yang dipekerjakan di pabrik ini

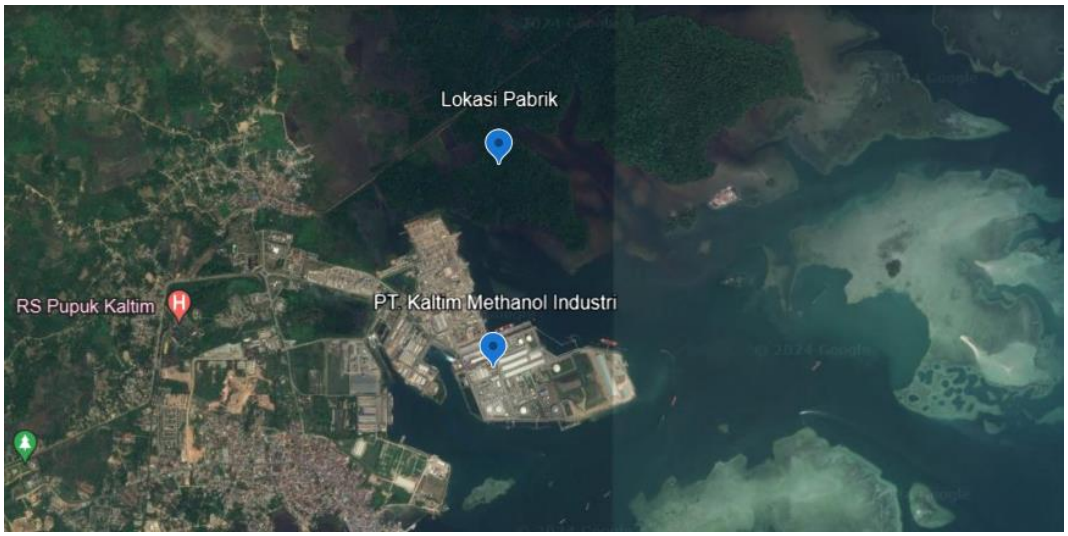
utamanya berasal dari Bontang, Kalimantan timur yang akan mencukupi kebutuhan kerja baik sebagai tenaga kerja ahli maupun sebagai buruh kasar dan merambah ke daerah lain apabila diperlukan.

6. Kebijakan Pemerintah

Kalimantan Timur merupakan kawasan industri yang diduduki oleh berbagai industri besar sehingga pemerintah akan memberikan jalan mudah bagi industri yang baru merintis seperti hal perizinan maupun hal administratif lainnya dikemudian hari.

7. Keadaan Masyarakat

Masyarakat didaerah industri akan terbiasa untuk menerima kehadiran suatu pabrik didaerahnya. Selain itu, masyarakat juga akan mengambil keuntungan dengan pendirian pabrik ini antara lain adanya lapangan pekerjaan ataupun dapat membuka usaha kecil di sekitar lokasi pabrik




**Gambar 1.4** Lokasi Pabrik

# BAB II
# TINJAUAN PUSTAKA

## 2.1 Sejarah Formaldehid

Formaldehid adalah gas tidak berwarna dengan bau yang tajam. Gas formaldehid larut dalam air, alkohol dan pelarut polar lainnya. Sebagai hasil dari struktur yang unik, formaldehid memiliki tingkat reaktivitas kimia yang tinggi dan stabilitas termal yang baik dibandingkan dengan senyawa karbonil lainnya. Formaldehid juga disebut metanal atau formalin merupakan aldehida dengan rumus kimia $H_2CO$, yang berbentuknya gas atau cair yang dikenal sebagai formalin, atau padatan yang dikenal sebagai *paraformaldehyde* atau *trioxane*. Formaldehid sangat dekat kaitannya dengan pengawetan pada zaman dahulu dan sepertinya masih sama sampai sekarang. Formaldehid termasuk bahan kimia yang berbahaya sejauh ini tidak ada zat kimia yang digunakan sebagai pengawet mayat kecuali formaldehid (Bedino, 2004). Formaldehid pertama kali diproduksi di Amerika Serikat pada tahun 1901 terutama digunakan sebagai agen pengawet dan desinfektan.

Produksi formaldehid sekarang menjadi sangat besar sebagai bahan kimia yang komersial. Formaldehid tersedia dalam beberapa bentuk yang berbeda untuk memenuhi kebutuhan pengguna tetapi tidak tersedia secara komersial dalam bentuk monomer anhidrat. Dalam larutan yang encer, sering disebut formalin, mengandung 37-50% formaldehid berat. Larutan ini mungkin berisi 6 sampai 15 persen *stabilizer*, biasanya metanol, untuk mencegah polimerisasi. Larutan formaldehid dalam alkohol yang tersedia untuk proses yang membutuhkan alkohol tinggi/kadar air rendah. Larutan ini disebut *Formcels*, tersusun dari metanol, n-propanol, n-butanol, atau isobutanol. Formaldehid juga tersedia dalam bentuk polimernya trioksan dan *paraformaldehyde*.

Sejak tahun 1990, banyak penelitian yang telah dilakukan tentang efek kesehatan dan bahaya paparan formaldehid. Formaldehid aman digunakan apabila dipakai dalam jumlah yang sedikit, bisa juga ditambahkan dengan bahan kimia yang lainnya (Bedino, 2004). Teknologi pembuatan formaldehid yang berkembang dewasa ini dapat dibedakan menjadi dua proses yaitu dehidrogenasi katalitik dan

menggunakan katalis Ag (perak) dan katalis metal. Proses berbasis katalis metal mempunyai keuntungan dibandingkan proses berkatalis perak. Kelebihan proses metal selain konversi reaksi 99%, reaksi ini dilangsungkan pada kondisi lebih rendah (330-380°C), sementara proses perak memberikan konvesi atara 85-95%, reaksi dilangsungkan pada 600-650°C.

Melihat keuntungan penggunaan proses produksi formaldehid berbasis katalis metal di atas maka tak heran apabila banyak penelitian tentang formaldehid diarahkan ke proses ini (Hasfita, 2013). Formaldehid mempunyai kecenderungan untuk berpolimerisasi di mana molekul secara individu bergabung membentuk suatu satuan dari bobot molar yang tinggi. Aktivitas polimerisasi ini melepaskan panas yang sering terjadi secara letupan (Chang, 2007). Formaldehid awalnya disintesis oleh kimiawan Rusia Aleksander Butlerov tahun 1859, tetapi diidentifikasi oleh Hoffman tahun 1867. Pada umumnya, formaldehid terbentuk akibat reaksi oksidasi katalitik pada metanol. Oleh sebab itu, formaldehid bisa dihasilkan dari pembakaran bahan yang mengandung karbon dan terkandung dalam asap pada kebakaran hutan, knalpot mobil dan asap tembakau. Dalam atmosfer bumi, formaldehid dihasilkan dari cahaya matahari dan oksigen terhadap metana dan hidrokarbon lain yang ada di atmosfer. Adapun sifat fisika formaldehid seperti tercantum pada Tabel 2.1.

**Tabel 2.1** Sifat Fisik Formaldehid

| No. | Sifat | Nilai |
|---|---|---|
| 1. | Bentuk | Liquid |
| 2. | *Boiling Point* | 98℃ |
| 3. | *Melting Point* | -15℃ |
| 4. | Berat Jenis | 1,08 gr/cm |
| 5. | Temperatur Uap | 2,4 Kpa pada 25℃ |
| 6. | Densitas Uap | 1,03 kg/$m^3$ |
| 7. | Kelarutan | Mudah larut pada air dingin, dietel eter, aseton, dan alkohol |

(**Sumber** : *Material Safety* Data *Sheet*, MSDS)

## 2.2 Kegunaan Formaldehid

Menurut Bedino (2004), produksi formaldehid dapat digunakan di berbagai industri, yaknı:

1. Formalin di industri kayu sebagai urea formaldehid fenol formaldehida dan perekat melamin-formaldehida dan resin.
2. Digunakan sebagai perantara kimia (contohnya: penta-eritritol, heksametilena tetramina, butanediol) untuk memproduksi bahan kimia lain perdagangan.
3. Digunakan dalam resin termoplastik khusus.
4. Di industri tekstil/pakaian sebagai pemutih untuk kemeja dan item lainnya dari pakaian dan aditif untuk kerut-perlawanan dan kerenyahan penampilan.
5. Digunakan sebagai pengawet aditif (biasanya sebagai diderivatisasi *releaser* kimia) dalam sabun, lotion, sampo, dll.
6. Resin, formaldehid banyak digunakan untuk menghasilkan resin bersama dengan urea, melamin, dan *phenol*. Resin-resin ini pakai dalam pembuatan *particleboars*, *plywood*, furniture dan pelapis permukaan (*coating*).
7. Bahan intermediet untuk sintesis senyawa kimia lain, seperti 1,4 butanadiol, trimetilol propan, penta erythritol, hexametilen tetramin, NTA (*Nitrilo Triacetic Acid*), EDTA (*Ethylene Diamine Tetraacetic Acid*), dan MDI (4,4 *diphenylmethane diisocyanate*).
8. Penggunaan langsung formaldehid sebagai penghambat korosi, *electroplating* dan *finishing* kaca dalam industri logam, bahan pengawet dan desinfektan dalam dunia kedokteran dan komestik.

Menurut Safriet (1991), *formaldehyde* digunakan dalam berbagai aplikasi industri dan konsumen, Banyak dari formaldehid digunakan oleh industri tekstil, kulit, dan pewarna. Karena bobotnya yang lebih ringan dan biaya pengiriman yang lebih rendah, banyak paraformaldehida yang digunakan dalam aplikasi industri di pabrik yang terletak pada jarak jauh dari produsen formaldehida Formaldehida digunakan sebagai reaktan dalam berbagai proses komersial untuk mensintesis berbagai macam produk.

## 2.3 Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku Utama

Adapun sifat fisika dan kimia bahan baku formaldehid adalah sebagaimana ditunjukkan pada tabel sebagai berikut.

### 2.3.1 Metanol

Adapun sifat fisika dan kimia metanol dapat dilihat pada Tabel 2.2 sebagai berikut.

**Tabel 2.2** Sifat Fisik Metanol

| No. | Sifat | Nilai |
|---|---|---|
| 1. | Wujud | Liquid |
| 2. | Bentuk | Jernih, tidak berwarna |
| 3. | Bau | Sedikit berbau alcohol |
| 4. | Titik Didih (760 mmHg) | 64,5℃ |
| 5. | *Flash Point* | 11℃ |
| 6. | Tekanan Uap | 12,8 Kpa |
| 7. | Densitas Uap | 11,1 kg/$m^3$ |
| 8. | Viskositas | 0,55 Cp |
| 9. | Titik Leleh | -98℃ |
| 10. | Temperatur *auto ignition* | 385℃ |
| 11. | *Spesific Gravity* | 66 g/$m^3$ |

(**Sumber** : *Material Safety* Data *Sheet*, MSDS)

Adapun sifat kimia dari metanol sebagai berikut.

1. Metanol adalah gugus alkohol alifatik yang paling sederhana. Reaktivitasnya ditentukan oleh gugus hidroksil. Reaksi dengan metanol terjadi melalui pecahnya ikatan C-O atau ikatan O-H dan bercirikan reaksi substitusi gugus-H dan -OH.
2. Reaksi methanol yang terjadi:
   a. Dehidrogenasi dan dehidrogenasi oksidatif dengan katalis *silver/*metal membentuk formaldehid

      $CH_3OH + ½\ O_2 \longrightarrow CO + H_2O$…….....(2.1)

   b. Karbonilasi dengan katalis *kobalt/rhodium* membentuk asam asetat

      $CH_3OH + CO \longrightarrow CH_3COOH$……..(2.2)

c. Dehidrasi dengan katalis asam membentuk *dimethyl ether* dan air

$CH_3OH \longrightarrow CH_3OCH_3 + H_2O$…….(2.3)

### 2.3.2 Oksigen

Adapun sifat fisika oksigen seperti tercantum pada Tabel 2.3.

**Tabel 2.3** Sifat Fisika Oksigen

| No. | Sifat Fisik | Oksigen |
|---|---|---|
| 1. | Bau | Tidak berbau |
| 2. | Wujud | Gas |
| 3. | *Specific Gravity* | 1,429 g/l |
| 4. | Titk leleh (P :1 atm) | -218 $^oC$ |
| 5. | Titik Didih (P :1 atm) | -183 $^oC$ |
| 6. | Suhu Kritis | 154,581 K |
| 7. | Tekanan Kritis | 50,4 bar |
| 8. | Berat Molekul | 32 gr/mol |

(***Sumber*** : *Material Safety* Data *Sheet*, MSDS)

Adapun sifat kimia dari oksigen sebagai berikut.

1. Oksigen bereaksi dengan semua elemen lain kecuali He, Ne, Ar.
2. Untuk beberapa bahan yang akan direaksikan dengan oksigen harus dipanaskan terlebih dahulu sampai suhu tertentu pada pembakaran awal.
3. Oksigen sebagian *agen* pengoksidasi
4. Oksigen memiliki elektronegativitas yang tinggi

*(**Sumber** : MSDS $N_2$ 79% dan $O_2$ 21%)*

## 2.4 Sifat Fisika dan Kimia Bahan Baku Pendukung

Bahan pendukung yang diperlukan untuk pembuatan formaldehid adalah katalis *Vanadium Pentaoxide* ($V_2O_5$) dapat dilihat pada Tabel 2.4 sebagai berikut:

**Tabel 2.4** Sifat Fisika katalis *Vanadium Pentaoxide* ($V_2O_5$)

| No. | Sifat Fisik | Spesifikasi |
|---|---|---|
| 1. | Wujud | Padat |
| 2. | Rumus Molekul | $V_2O_5$ |
| 3. | Berat Molekul (gr/mol) | 181,9 |
| 4. | Titik Lebur (°C ) | 690 |
| 5. | Titik Didih (°C ) | 1750 |
| 6. | Densitas ($kg/m^3$) | 849,7 |

(**Sumber** : MSDS Sulfur *Precipitated*, 2007).

Adapun sifat kimia dari katalis *Vanadium Pentaoxide* ($V_2O_5$) sebagai berikut.

1. Memiliki beberapa tingkatan oksidasi yaitu +2, +3, +4, +5 dan tingkat oksidasi paling stabilnya +5.
2. Dapat membentuk ion kompleks, dengan kation (ion logam vanadium) mengikat beberapa anion dan molekul netral. Selanjutnya kation itu disebut ion pusat dan anion atau molekul netral yang berikatan pada ion pusat disebut ligan.
3. Dialam vanadium secara umum terdapat dalam bentuk oksida.

## 2.5 Sifat Fisik dan Kimia Produk (Formaldehid)

Adapun sifat fisik dan kimia dari formaldehid dapat dilihat sebagai berikut.

### 2.5.1 Sifat Fisik

Produk utama yang dihasilkan dari reaksi antara methanol dan udara yaitu formaldehid. Adapun sifat fisik dari produk formaldehid seperti pada Tabel 2.5 sebagai berikut.

**Tabel 2.5** Sifat Fisik produk

| No. | Sifat | Nilai |
|---|---|---|
| 1. | Bentuk | Liquid |
| 2. | *Boiling Point* | 98℃ |
| 3. | *Melting Point* | -15℃ |
| 4. | Berat Jenis | 1,08 gr/cm |
| 5. | Temperatur Uap | 2,4 Kpa pada 25℃ |
| 6. | Densitas Uap | 1,03 kg/$m^3$ |
| 7. | Kelarutan | Mudah larut pada air dingin, dietel eter, aseton, dan alcohol |

(**Sumber** : *Material Safety* Data *Sheet*, MSDS)

### 2.5.2 Sifat Kimia

Adapun sifat kimia dari produk (formaldehid) adalah sebagai berikut:

1. Reaksi dengan air

   Formaldehid dengan air dapat membentuk *methylene glikol*

$$CH_2 = O + H_2O \rightarrow HO \qquad HO-\overset{\overset{\displaystyle H}{|}}{\underset{\underset{\displaystyle H}{|}}{C}}-HO$$

2. Reaksi dengan *acetaldehyde*

   Formaldehid dengan *acetaldehyde* dalam larutan NaoH dapat membentuk *pantaerytritol* dan sodium format

   $CH_2 = O + CH_3 \text{-}CHO + NaOH \rightarrow C(CH_2OH)_2 + HCOONa$……..(2.4)

3. Reaksi dengan asetilen

   Asetilen akan bereaksi dengan formaldehyde akan membentuk *2-butyne 1,4-diol*. Ketika terhidrogenasi akan terbentuk 1,4-butanediol

   $2CH= O + C_2H_2 \rightarrow HOCH_2C \equiv C\text{-}H_2OH\ HOCH_2C \equiv C\text{-}CHOH + 2H_2 \rightarrow$

   $HO(CH_2)_4OH$…….…….(2.5)

## 2.6 Spesifikasi Bahan Baku

Secara umum pembuatan Formaldehid dengan bahan baku metanol dan udara dengan katalis *Vanadium Pentaoxide* ($V_2O_5$) pada fasa cair mempunyai spesifikasi-spesifikasi. Spesifikasi dari bahan tersebut merupakan sifat-sifat fisik bahan.

### 2.6.1 Spesifikasi Metanol

Adapun spesifik methanol dalam pembuatan Formaldehid ditunjukkan pada Tabel 2.6.

**Tabel 2.6.** Spesifikasi Metanol

| Sifat | Hasil |
|---|---|
| Rumus molekul | $CH_3OH$ |
| Wujud | Cairan |
| Warna | Jernih |
| Bau | Menyengat |
| Titik didih (1 atm) | 64,5 ˚C |
| Viskositas pada 25˚C | 0,541 Cp |
| Densitas pada 25˚C | 0,7298 g/cm$^3$ |
| Komposisi | - Methanol, min: 99 % berat<br>- Air, max: 0,15 |

**(Sumber:** Kaltim Metanol Industri)

### 2.6.2 Spesifikasi Oksigen

Adapun spesifikasi pembuatan formaaldehid ditunjukkan pada Tabel 2.7

**Tabel 2.7** Spesifikasi Oksigen

| Sifat | Hasil |
|---|---|
| Wujud | Cair |
| Warna | Tidak berwarna |
| Bau | Tidak berbau |
| Komposisi | Oksigen 100% |

(**Sumber:** Othmer, 1986)

## 2.7 Spesifikasi Produk

Produk yang dihasilkan merupakan formaldehid yang mempunyai spesifikasi- spesifikasi. Spesifikasi dari produk seperti dicantumkan pada Tabel 2.8

**Tabel 2.8** Spesifikasi Produk

| Sifat | Hasil |
|---|---|
| Rumus molekul | CHOH |
| Berat Molekul | 30,0258 gr/mol |
| Wujud | Cairan |
| Warna | Jernih |
| Bau | Menyengat |
| Titik didih | 99 ˚C |
| Viskositas pada 30 ˚C | 2 Cp |
| Densitas pada 18˚C | 1,11 g/cm$^3$ |
| Panas Jenis | 0,8 kal/gr ˚C |
| Komposisi | - Formaldehid : 50 % |
| | - Air : 49 % |
| | - Metanol : 1 % berat |

( **Sumber:** Mc Ketta,1983)

## 2.8 Spesifikasi katalis (Vanadium Pentaoxide)

Adapun spesifikasi katalis (*Vanadium Pentaoxide*) dalam pembuatan formaldehid seperti ditunjukkan pada Tabel 2.9

| No. | Sifat Fisik | Spesifikasi |
|---|---|---|
| 1. | Wujud | Padat |
| 2. | Rumus Molekul | $V_2O_5$ |
| 3. | Berat Molekul (gr/mol) | 181,9 |
| 4. | Titik Lebur (°C ) | 690 |
| 5. | Titik Didih (°C ) | 1750 |
| 6. | Densitas (kg/cm$^3$) | 894,7 |

(**Sumber** : MSDS Sulfur *Precipitated*, 2007).

# BAB III
# NERACA MASSA

Neraca massa merupakan penerapan hukum kekekalan massa terhadap suatu proses. Massa jumlahnya tetap, tidak dapat diciptakan ataupun tidak dapat dimusnahkan. Hal seperti ini tidak berlaku bagi proses yang menyangkut reaksi-reaksi inti karena pada reaksi inti terjadi pemusnahan massa. Di dalam industri kimia proses dapat dilaksanakan secara bertahap (*batch*) dan secara berkesinambungan (*continue*). Proses *batch* yaitu pemasukan reaktan dan pengeluaran hasil dilakukan sekali dalam selang waktu tertentu. Sedangkan proses kontinyu pemasukan reaktan dan pengeluaran hasil dilakukan secara terus-menerus dengan laju tertentu.

Neraca massa dibuat untuk suatu alat atau suatu unit proses dengan batasan-batasan tertentu. Bahan-bahan yang perlu dirincikan jumlahnya adalah bahan-bahan yang masuk dan bahan-bahan yang keluar dengan batasan yang ditetapkan. Berdasarkan hukum kekekalan massa, banyaknya bahan yang masuk sama dengan jumlah bahan yang keluar ditambah bahan yang terakumulasi dalam alat proses, atau dapat dirumuskan sebagai berikut:

Massa Masuk = Massa Keluar + Akumulasi Massa

Persamaan ini dapat diterapkan pada proses kontinyu dengan berdasarkan pada interval waktu tentu. Jika bahan yang masuk atau keluar berupa campuran beberapa komponen, maka neraca massa dibuat untuk massa keseluruhan dan untuk masing-masing komponen. Proses dalam keadaan mantap (*steady*) adalah proses dimana semua laju aliran dan komposisi yang masuk dan keluar tetap (tidak tergantung pada waktu). Prinsip umum neraca massa adalah membuat sejumlah persamaan-persamaan yang saling tidak tergantung satu sama lain, dimana persamaan-persamaans tersebut jumlahnya sama dengan jumlah komposisi massa yang tidak diketahui.

Perhitungan Neraca Massa pada prarancangan pabrik Formaldehid dari Metanol dan Udara adalah sebagai berikut:

Basis Perhitungan : 1 jam operasi

Satuan Operasi : Kg/jam

Waktu Operasi : 24 Jam

Kapasitas Produksi : 120.000 Ton/tahun

Waktu kerja pertahun : 330 hari

Kapasitas Produksi perjam : $120.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$

: 15.151,51 kg/jam

**Tabel 3.1** Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

| **Komponen** | **Komposisi (%)** | **Berat Molekul (kg/kmol)** |
|---|---|---|
| Bahan Baku | | |
| 1. Metanol | | |
| - $CH_3OH$ | 99 | 32,04 |
| - $H_2O$ | 1 | 18,02 |
| 2. Udara | | |
| - $O_2$ | 100 | 32 |
| Produk | | |
| 1. Formaldehid | | |
| -$CH_2O$ | 50 | 30,0258 |
| - $H_2O$ | 49 | 18,02 |
| - $CH_3OH$ | 1 | 32,04 |

Kemurnian Bahan Baku:

1. $CH_3OH$ : 99% (PT. Kaltim Methanol Industry)
2. $O_2$ : 100% (PT Samator Gas Industri)

Kemurnian Produk : 50%

Konversi : 98%

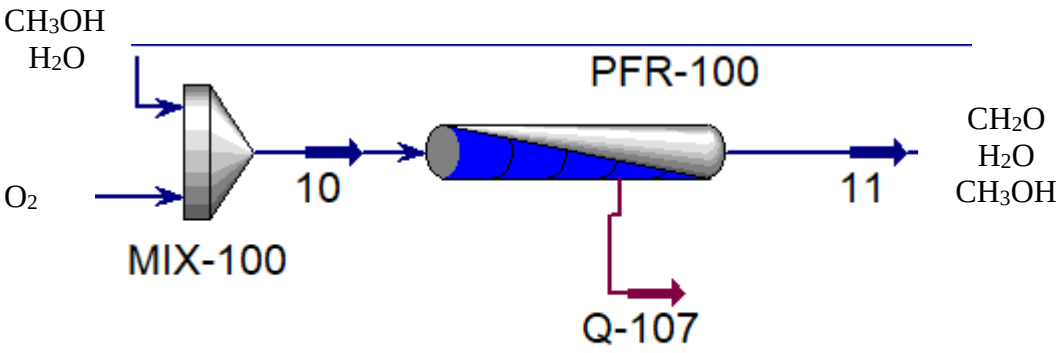
### 3.1 Reaktor *Plug Flow* (PFR-100)

Reaktor berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi antara Metanol dengan Udara sehingga menghasilkan Formaldehid yang akan dimurnikan pada proses selanjutnya.

$$CH_3OH_{(g)} + 1/2O_{2\,(g)} \leftrightarrow CH_2O_{\,(g)} + H_2O_{(g)}$$

Katalis : *Vanadium Pentaoxide* ($V_2O_5$)

*Limit Reactant* : $O_2$



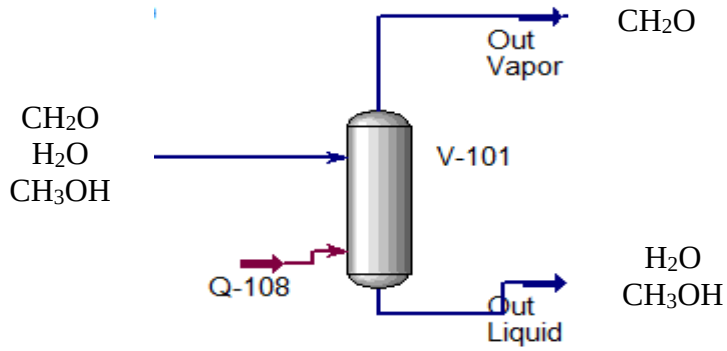

**Gambar 3.1** Reaktor (PFR-100)

**Tabel 3.2** Neraca Massa Total Reaktor (R-101)

| **Komponen** | **Input (Kg/jam)** | **Output (Kg/jam)** |
|---|---|---|
| | **F1** | **F2** |
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 234,4672 |
| $H_2O$ | 58,05 | - |
| $O_2$ | 5.001 | - |
| $CH_2O$ | - | 9.383,10 |
| $H_2O$ | - | 5.687,892 |
| **Total** | **15.305,46** | **15.305,46** |

### 3.4 Separator (T-100)

Separator berfungsi untuk memisahkan formaldehid dengan metanol dan air.




**Gambar 3.4** Separator (T-100)

**Tabel 3.3** Neraca Massa Total Separator (T-100)

| **Komponen** | **Input** | **Output (kg/jam)** | |
|---|---|---|---|
| | **(kg/jam)** | **Out Vapor** | **Out Liquid** |
| $CH_3OH$ | 234,4672 | - | 234,4672 |
| $H_2O$ | 5.687,892 | - | 5.687,892 |
| $CH_2O$ | 9.383,10 | 9.383,10 | |
| **Total** | 15.305,46 | 15.305,46 | |

# BAB IV
# NERACA ENERGI

## 4.1 Neraca Energi

Menurut hukum thermodinamika I yang mencakup prinsip kekekalan energi dinyatakan bahwa energi tidak dapat dicipakan dan tidak dapat dimusnahkan, tetapi dapat diubah dari satu bentuk kebentuk lain.

Neraca energi merupakan persamaan matematis yang menyatakan hubungan antara panas masuk dengan panas keluar dari suatu sistem. Konsepnya sama dengan neraca massa, yaitu :

E = Ei – Eo.....(4.1)

Keterangan :

E = Akumulasi Panas

Ei = Panas Masuk

Eo = Panas Keluar (Himmelblue, 1982 Hal. 693)

Persamaan energi pada proses-proses industri biasanya dapat disederhanakan untuk proses-proses tanpa terakumulasi, sehingga persamaan 4.1 diatas menjadi lebih sederhana, yaitu :

Ei = Eo.....(4.2)

Istilah-istilah yang sering dijumpai dalam perhitungan neraca energi adalah :

1. *Enthalpy* H

*Enthalpy* merupakan jumlah energi dalam dan perkalian antara tekanan dengan volume, perubahan *enthalpy* merupakan panas yang diserap atau panas yang dilepaskan dari sistem.

2. Kapasitas panas (Cp)

Kapasitas panas merupakan energi yang dibutuhkan oleh suatu zat untuk menaikkan suhunya $1^oC$, energi ini dapat diberikan dengan cara pemindahan panas dalam proses tertentu.

3. Panas Reaksi dan Panas Standar.

Panas reaksi dan panas standar merupakan perubahan entalpi sebelum

dan setelah reaksi terjadi titik panas reaksi standar pada tekanan 1 atm, 25$^{o}$C.

4. Panas Pembentukan Standar

Panas pembentukan standar merupakan panas reaksi yang khusus, panas yang diperlukan untuk pembentukan senyawa dari unsur-unsurnya.

5. Panas *Sensible*

Panas *sensible* adalah panas yang dibutuhkan oleh zat untuk menaikkan atau menurunkan suhunya pada fasa zat tetap.

6. Panas *laten*

Panas *laten* adalah panas yang dibutuhkan oleh suatu zat untuk mengubah fasanya.

Untuk mempermudah penentuan neraca massa perlu ditetapkan dasar-dasar perhitungan antara lain:

Temperatur referensi : 25$^{o}$C

Basis perhitungan : 1 jam

Satuan operasi energi : kilo kalori (kkal).

Jumlah panas masuk dan jumlah bahan panas keluar suatu peralatan proses dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$Q = m \times Cp \times \Delta t$.....(4.3)

Dimana :

Q : Jumlah panas yang dihasilkan (kkal/kg$^{o}$C)

m : Massa (kkal/jam)

Cp : Panas spesifik (kkal/kg$^{o}$C)

$\Delta t$ : Perubahan temperature bahan ($^{o}$C) (Reklaitis, 1983)

## 4.2 Hasil Perhitungan Neraca Energi

Hasil perhitungan neraca panas pada Prarancangan Pabrik Formaldehid dengan proses *metal oxide* adalah sebagai berikut:

Kapasitas produksi : 120.000 ton/tahun

Waktu operasi : 330 hari/tahun

Basis perhitungan : 1 jam operasi

Satuan operasi : kJ/jam

Temperatur referensi : 25℃ (298,15°K)

Jumlah panas masuk dan jumlah panas keluar suatu peralatan dapat dihitung dengan persamaan:

$Q = n.Cp.\Delta T$ ……..... (B.1)

Dimana:

Q : Panas yang dihasilkan/dikeluarkan (kJ)

Cp : Kapasitas panas (kJ/kmol.K)

N : Mol senyawa (kmol)

$T_0$ : Temperatur referensi (25℃)

T : Temperatur senyawa (℃)

Adapun rumus yang digunakan untuk menghitung kapasitas panas suatu senyawa adalah:

$C_p\Delta T = \int_{T0}^{T} C_p dT$ ..... (B.2)

$C_P$ cairan $= \int_{T0}^{T} [A + BT + CT^2 + DT^3]dt$ ..... (B.3)

$= A(T - T_0) + \frac{B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_0^4)$

$C_P$ gas $= \int_{T0}^{T} [A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4]dt$ ..... (B.3)

$= A(T - T_0) + \frac{B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_0^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_0^5)$

Keterangan :

Cp = Kapasitas panas (J/mol°K)

A,B,C,D,E = Konstan

Tref = Temperatur referensi (298,15°K)

T = Temperatur operasi (°K), (Smith Van Ness, 1975)

**Tabel B.1** Kapasitas Panas Gas, $C_{P\,(l)} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (J/mol.K)

| **Komponen** | **A** | **B** | **C** | **D** | **E** |
|---|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 29,526 | -0,0088999 | 0,000038083 | -3,2629E-08 | 8,8607E-12 |
| $CH_3OH$ | 40,046 | -0,038287 | 0,00024529 | -2,1679E-07 | 25,9909E-13 |
| $H_2O$ | 33.933 | -0,0084186 | 0,000029906 | -1,7825E-08 | 3,6934E-12 |

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| $CH_2O$ | 34,428 | -0,029779 | 0,00015104 | -1,2733E-07 | 3,3887E-11 |

Sumber: Yaws, 1999

**Tabel B.2** Kapasitas Panas Cair, $C_{P\,(l)} = A + BT + CT^2 + DT^3$ (J/mol.K)

| **Komponen** | **A** | **B** | **C** | **D** |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 46,432 | 0,39506 | -0,0070522 | 0,000039897 |
| $CH_3OH$ | 40,152 | 0,31046 | -0,0010291 | 1,4598E-06 |
| $H_2O$ | 92,053 | -0,039953 | -0,00021103 | 5,3469E-07 |
| $CH_2O$ | 34,428 | -0,029779 | 0,00015104 | -1,2733E-07 |

Sumber: Yaws, 1999

**Neraca Panas *Overall*:**

$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$…….…….(B.4)

Dimana:

$\Delta H_1$ : Panas yang terkandung dalam bahan masuk blower

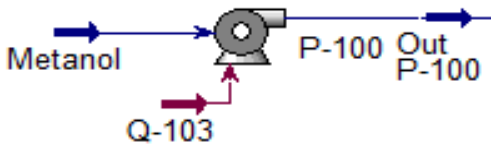
$\Delta H_2$ : Panas yang terbawa oleh bahan keluar blower

Q : Panas yang diberikan oleh steam

$Q_{loss}$ : Panas yang hilang

## B.1 Perhitungan Neraca Energi Pompa (P-100)

Fungsi dari pompa yaitu untuk menaikkan atau memperbesar tekanan cairan yang akan dialirkan dalam ruangan tertentu.




**Gambar B.1** Pompa (P-100)

### a. Menghitung Panas Bahan Msasuk Pompa ($\Delta H_1$)

Suhu bahan masuk : 30°C = 303,15 °K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 30°C = 303,15°K

T ref = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.3** Panas bahan Masuk P-100 ($\Delta H_1$)

| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_1$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 400,71 | 128.152,107 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 377,49 | 1.219,444 |
| **Total** | | | | **129.371,551** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Pompa ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan masuk : 30°C = 303,15°K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 30°C = 303,15°K

T ref = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.4** Panas bahan Keluar P-100 ($\Delta H_2$)

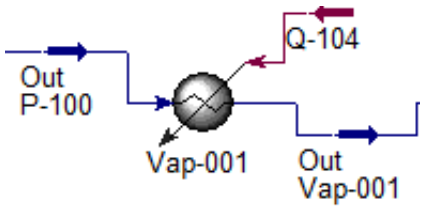
| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_2$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 400,71 | 128.152,107 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 377,49 | 1.219,444 |
| **Total** | | | | **129.371,551** |

**Tabel B.5** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Pompa (P-100)

| **Komponen** | **Pompa (P-100) (Kj/jam)** | ***Out* (P-100) (Kj/jam)** |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 129.371,551 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 129.371,551 |
| Q *Supply* | 2.640,27 | - |
| Q *loss* | - | 2.640,27 |
| **Total** | **132.011,821** | **132.011,821** |

## B.2 Perhitungan Neraca Energi *Vaporizer* (Vap-001)

*Vaporizer* (Vap-001) berfungsi untuk mengubah fasa bahan baku dari *liquid* menjadi *vapour*.




**Gambar B.2** *Vaporizer* (Vap-001)

**a. Menghitung Panas Bahan Masuk Vaporizer ($\Delta H_1$)**

Adapun panas bahan masuk vaporizer dari keluaran Pompa (P-100).

Suhu bahan masuk : 30°C = 303,15°K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 30°C = 303,15°K

T ref = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.6** Panas bahan Masuk Vap-001 ($\Delta H_1$)

| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_1$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 400,71 | 128.152,107 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 377,49 | 1.219,444 |
| **Total** | | | | **129.371,551** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Vaporizer ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 74,03°C = 347,18 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 74,03°C = 347,18 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.7** Panas bahan Keluar P-100 ($\Delta H_2$)

| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_2$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 2.254,5,536 | 721.029,04 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 1.663,903 | 5.375,07 |

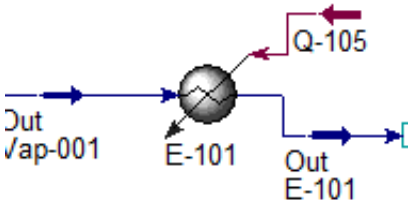
| | |
|---|---|
| **Total** | **726.404,11** |

**Tabel B.8** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Vaporizer (Vap-001)

| Komponen | Masuk (Keluaran P-100) (Kj/jam) | Keluar (Vap-001) (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 129.371,551 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 726.404,11 |
| Q *Supply* | 611.857,133 | - |
| Q *loss* | - | 14.824,574 |
| **Total** | **741.228,684** | **741.228,684** |

## B.3 Perhitungan Neraca Energi Heater (E-101)

*Heater* (E-101) adalah suatu alat atau mesin yang dapat meningkatkan *temperature* dari suatu fluida.




**Gambar B.3** Heater (E-101)

### a. Menghitung Panas Bahan Masuk Heater ($\Delta H_1$)

Adapun panas bahan masuk heater dari keluaran vaporizer (Vap-001)

Suhu bahan masuk : 74,03°C = 347,18 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 74,03°C = 347,18 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.9** Panas bahan masuk E-101 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 2.254,5,536 | 721.029,04 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 1.663,903 | 5.375,07 |

| | |
|---|---|
| **Total** | **726.404,11** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Heater ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 100°C = 373,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 100°C = 373,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.10** Panas bahan Keluar Heater-101 ($\Delta H_2$)

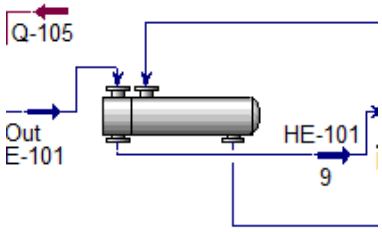
| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_2$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 3.500,865 | 1.119.620,671 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 2.539,211 | 8.202,666 |
| **Total** | | | | **1.127.823,34** |

**Tabel B.11** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Heater (E-101)

| **Komponen** | **Masuk (Keluaran Vap-001) (Kj/jam)** | **Keluar E-101 (Kj/jam)** |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 726.404,11 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 1.127.823,34 |
| $Q_{Supply}$ | 422.546,558 | - |
| $Q_{loss}$ | - | 21.127,328 |
| **Total** | **1.148.950,67** | **1.148.950,67** |

## B.4 Perhitungan Neraca Energi *Heat Exchanger*

*Heat exchanger* berfungsi sebagai alat penukar panas yang dapat digunakan untuk memanfaatkan atau mengambil panas dari suatu fluida untuk dipindahkan ke fluida yang lain.




**Gambar B.4** *Heat Exchanger* (HE-101)

T in (keluaran E-101) : 100°C = 373,15 °K

T out : 210°C = 483,15 °K

t in (keluaran PFR-100): 300°C = 573,15 °K

t out : 225,7°C = 498,85 °K

**a. Menghitung Panas Aliran Masuk *Heat Exchanger* ($\Delta H_{T\ in}$)**

Adapun panas aliran masuk *heat exchanger* dari keluaran heater (E-101).

T in : 100°C = 373,15 °K

T ref : 25°C = 298,15 °K

**Tabel B.12** Panas bahan masuk HE-101 ($\Delta H_{T\ in}$)

| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_{T\ in}$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 3.500,900 | 1.119.631,931 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 2.539,200 | 8.202,632 |
| **Total** | | | | **1.127.834,563** |

**b. Menghitung Panas Aliran Keluar *Heat Exchanger* ($\Delta H_{T\ out}$)**

T out : 210°C = 483,15 °K

T ref : 25°C = 298,15 °K

**Tabel B.13** Panas bahan keluar HE-101 ($\Delta H_{T\ out}$)

| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_{T\ in}$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 9.183,476 | 2.936.991,232 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 6.410,210 | 20.707,543 |
| **Total** | | | | **2.957.698,774** |

**c. Menghitung Panas Aliran Masuk *Heat Exchanger* ($\Delta H_{t\ in}$)**

Adapun panas aliran masuk *heat exchanger* (HE-101) dari keluaran reaktor (PFR-100).

t in : 300°C = 573,15 $^oK$

T ref : 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.14** Panas bahan masuk HE-101 ($\Delta H_{t\ in}$)

| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_{t\ in}$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 234,467 | 7,303 | 14.263,72 | 104.165,084 |
| $H_2O$ | 5.687,892 | 315,740 | 9.533,97 | 3.010.257,748 |
| $CH_2O$ | 9.383,100 | 312,510 | 11.264,61 | 3.520.300,686 |
| **Total** | | | | **6.634.723,518** |

**d. Menghitung Panas Aliran Keluar *Heat Exchanger* ($\Delta H_{t\ out}$)**

t out : 225,7°C = 498,85 $^oK$

T ref : 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.15** Panas bahan keluar HE-101 ($\Delta H_{t\ out}$)

| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_{t\ out}$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 234,467 | 7,303 | 10.044,932 | 73.356,133 |
| $H_2O$ | 5.687,892 | 315,740 | 6.890,673 | 2.175.663,058 |
| $CH_2O$ | 9.383,100 | 312,510 | 7.917,302 | 2.474.235,213 |
| **Total** | | | | **4.723.254,404** |

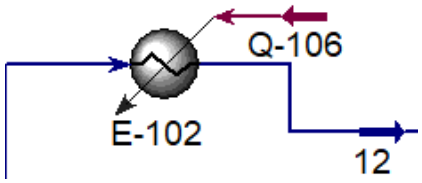
**Tabel B.16** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada *Heat Exchanger* (HE-101)

| **Komponen** | **Masuk (Kj/jam)** | **Keluar He-101 (Kj/jam)** |
|---|---|---|
| $\Delta H_{T\ in}$ (E-101) | 2.957.698,774 | - |

| | | |
|---|---|---|
| $\Delta H_{T\ out}$ | - | 2.957.698,774 |
| $\Delta H_{t\ in}$ (PFR-100) | 422.546,558 | - |
| $\Delta H_{t\ out}$ | | |
| $\Delta H_{steam}$ | - | 21.127,328 |
| **Total** | **1.148.950,67** | **1.148.950,67** |

## B.5 Perhitungan Neraca Energi Heater (E-102)

*Heater* (E-102) adalah suatu alat atau mesin yang dapat meningkatkan *temperature* dari suatu fluida.




**Gambar B.5** Heater (E-102)

### a. Menghitung Panas Bahan Masuk Heater ($\Delta H_1$)

Adapun panas aliran masuk pada heater (E-102) dari keluaran *heat exchanger* (HE-101).

Suhu bahan masuk : 210°C = 483,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 210°C = 483,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.17** Panas bahan masuk E-102 ($\Delta H_1$)

| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_1$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 9.183,476 | 2.936.991,232 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 6.410,210 | 20.707,543 |
| **Total** | | | | **2.957.698,774** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Heater ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 300°C = 573,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 300°C = 573,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.18** Panas bahan Keluar Heater-102 ($\Delta H_2$)

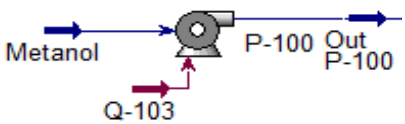
| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 14.263,719 | 4.561.716,906 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 9.533,968 | 30.798,529 |
| **Total** | | | | **4.592.515,435** |

**Tabel B.19** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Heater (E-102)

| Komponen | Masuk (Keluaran HE-101) (Kj/jam) | Keluar E-102 (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 2.957.706,522 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 4.592.515,435 |
| Q *Supply* | 1.720.851,487 | - |
| Q *loss* | - | 86.042,574 |
| **Total** | **4.678.558,01** | **4.678.558,01** |

**B.6 Perhitungan Neraca Energi Pompa (P-102)**

Fungsi dari pompa yaitu untuk menaikkan atau memperbesar tekanan cairan bahan baku oksigen yang akan dialirkan ke proses selanjutnya.




**Gambar B.6** Pompa (P-102)

**a. Menghitung Panas Bahan Msasuk Pompa ($\Delta H_1$)**

Suhu bahan masuk : -182,8°C = 90,35 °K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = -182,8°C = 90,35°K

T ref = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.20** Panas bahan Masuk P-102 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | -43.178,42 | -6.748.787,80 |
| **Total** | | | | **-6.748.787,80** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Pompa ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan masuk : -182,8°C = 90,35°K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = -182,8°C = 90,35°K

T ref = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.21** Panas bahan Keluar P-102 ($\Delta H_2$)

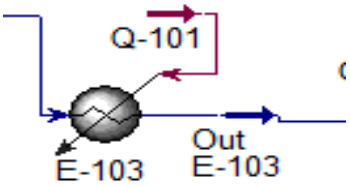
| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | -43.178,42 | -6.748.787,80 |
| **Total** | | | | **-6.748.787,80** |

**Tabel B.22** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Pompa (P-102)

| Komponen | Masuk Pompa (P-102) (Kj/jam) | Keluar Pompa (P-102) (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | -6.748.787,80 | - |
| $\Delta H_2$ | - | -6.748.787,80 |
| $Q_{Supply}$ | -137.730,4 | - |
| $Q_{loss}$ | - | -137.730,39 |
| **Total** | **-6.886.518,2** | **-6.886.518,2** |

## B.7 Perhitungan Neraca Energi Heater (E-103)

*Heater* (E-103) adalah suatu alat atau mesin yang dapat meningkatkan *temperature* dari suatu fluida.




**Gambar B.7** Heater (E-103)

### a. Menghitung Panas Bahan Masuk Heater ($\Delta H_1$)

Adapun panas aliran masuk heater (E-103) keluaran dari pompa (P-102).

Suhu bahan masuk : -182,8°C = 90,35°°K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = -182,8°C = 90,35°K

T ref = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.23** Panas bahan masuk E-103 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | -43.178,42 | -6.748.787,80 |
| **Total** | | | | **-6.748.787,80** |

### b. Menghitung Panas Bahan Keluar Heater ($\Delta H_2$)

Suhu bahan keluar : 100°C = 373,15 K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 100°C = 373,15 K

T ref = 25°C = 298,15 K

**Tabel B.24** Panas bahan Keluar Heater-103 ($\Delta H_2$)

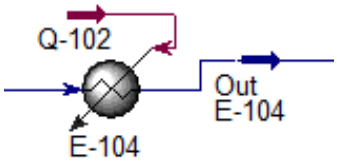
| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | 2.228,5 | 348.200,23 |
| **Total** | | | | **348.200,23** |

**Tabel B.25** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Heater (E-103)

| Komponen | Masuk (Keluaran P-102) (Kj/jam) | Keluar E-103 (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | -6.748.787,80 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 348.200,23 |
| Q *Supply* | 7.468.241,17 | - |
| Q *loss* | - | 373.412,06 |
| **Total** | **721.612,3** | **721.612,3** |

## B.8 Perhitungan Neraca Energi Heater (E-104)

*Heater* (E-104) adalah suatu alat atau mesin yang dapat meningkatkan *temperature* dari suatu fluida.




**Gambar B.8** Heater (E-104)

### a. Menghitung Panas Bahan Masuk Heater ($\Delta H_1$)

Adapun panas aliran masuk heater (E-104) dari keluaran heater (E-103).

Suhu bahan masuk : 100°C = 373,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 100°C = 373,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.26** Panas bahan masuk E-104 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | 2.228,5 | 348.200,23 |
| **Total** | | | | **348.200,23** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Heater ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 300°C = 573,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 300°C = 573,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.27** Panas bahan Keluar Heater-104 ($\Delta H_2$)

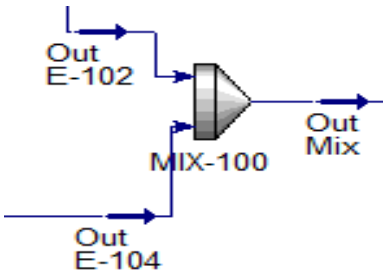
| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | 8.396,67 | 1.312.400,35 |

**Tabel B.28** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Heater (E-104)

| Komponen | Masuk (Keluaran E-103) (Kj/jam) | Keluar (E-104) (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 348.200,23 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 1.312.400,35 |
| $Q_{Supply}$ | 1.014.505,56 | - |
| $Q_{loss}$ | - | 50.725,3 |
| **Total** | **1.362.705,8** | **1.362.705,8** |

## B.9 Perhitungan Neraca Energi Pada Mixer (Mix-100)

*Mixer* (Mix-100) adalah suatu alat atau mesin yang digunakan sebagai tempat bertemunya dua aliran umpan sebelum memasuki alat selanjutya.




**Gambar B.9** Mixer (Mix-100)

**a. Menghitung Panas Bahan Masuk Mixer ($\Delta H_1$)**

**Out E-102**

Suhu bahan masuk : 300°C = 573,15 °K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 300°C = 573,15 °K

T ref = 25°C = 298,15 °K

**Tabel B.29** Panas bahan masuk Mix-100 ($\Delta H_1$)

| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_2$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 14.263,719 | 4.561.716,906 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 9.533,968 | 30.798,529 |
| **Total** | | | | **4.592.515,44** |

**Out E-104**

Suhu bahan masuk : 300°C = 573,15 °K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 300°C = 573,15 °K

T ref = 25°C = 298,15 °K

**Tabel B.30** Panas bahan Masuk Mixer-100 ($\Delta H_1$)

| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_2$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | 8.396,67 | 1.312.400,35 |
| **Total** | | | | **1.312.400,35** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Mixer ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 299,8°C = 572,95 °K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 299,8°C = 572,95 °K

T ref = 25°C = 298,15 °K

**Tabel B.31** Panas bahan Keluar Mixer-100 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 14.252,091 | 4.557.998,134 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 9.526,773 | 30.775,287 |
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | 8.390,326 | 1.311.407,928 |
| **Total** | | | | **5.900.181,349** |

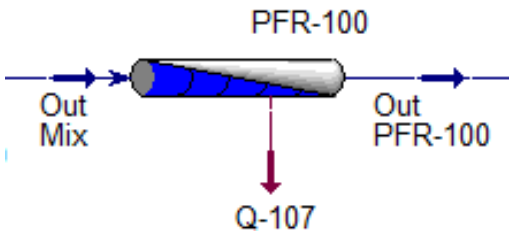
**Tabel B.32** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada *Mixer* (Mix-100)

| Komponen | Masuk (Kj/jam) | Keluar Mix-100 (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 5 .904.915,79 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 5.900.181,349 |
| Q *Supply* | -4.983,622 | - |
| Q *loss* | - | -249,181 |
| **Total** | **5.899.932,17** | **5.899.932,17** |

## B.10 Perhitungan Neraca Energi Reaktor (*Fixed Bed Multitube*)

*Fixed Bed Multitube* berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi antara metanol dengan oksigen, sehingga menghasilkan produk berupa formaldehid dengan beberapa impuritis yang tidak habis bereaksi.

$$CH_4O + {}^1/_2\ O_2 \rightarrow CH_2O + H_2O$$




**Gambar B.10** Reaktor *Fixed Bed Multitube* (PFR-100)

**a. Panas Bahan Masuk**

$T_{in}$ = 299,8°C = 572,95°K

$T_{ref}$ = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.33** Neraca Energi Masuk Reaktor (PFR-100)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 14.252,091 | 4.557.998,134 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 9.526,773 | 30.775,287 |
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | 8.390,326 | 1.311.407,928 |
| **Total** | | | | **5.900.181,349** |

**b. Menghitung Panas Keluar Reaktor**

$T_{out}$ = 300°C = 573,15 K

$T_{ref}$ = 25°C = 298,15 K

**Tabel B.34** Neraca Energi Keluar Reaktor (PFR-101)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 234,467 | 7,303 | 14.263,72 | 104.165,084 |
| $H_2O$ | 5.687,892 | 315,740 | 9.533,97 | 3.010.257,748 |
| $CH_2O$ | 9.383,100 | 312,510 | 11.264,61 | 3.520.300,686 |
| **Total** | | | | **6.634.723,518** |

**Tabel B.35** Entalpi standart Masing-masing Komponen

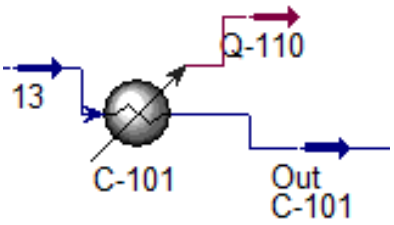
| Komponen | $\Delta H_R$ (kJ/kmol) |
|---|---|
| $CH_4O$ | -201,195 |
| $O_2$ | 0 |
| $CH_2O$ | -115.874 |
| $H_2O$ | -241,818 |
| **Total** | **-156,498** |

**Tabel. B.36** Hasil Perhitungan Neraca Energi Total Reaktor (PFR-100)

| Komponen | Neraca Energi Total Reaktor (PFR-100) | |
|---|---|---|
| | **$Q_{in}$ (Keluaran Mix-100)** | **$Q_{out}$ (PFR-100)** |
| $CH_4O$ | 4.557.998,134 | 104.165,084 |
| $H_2O$ | 30.775,287 | - |
| $O_2$ | 1.311.407,928 | - |
| $CH_2O$ | - | 3.520.300,686 |
| $H_2O$ Produk | - | 3.010.257,748 |
| $Q_{cw}$ | - | -774.767,277 |
| $Q_{reaksi}$ | -40.225,108 | - |
| **Total** | **5.859.956,24** | **5.859.956,24** |

## B.11 Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-101)

*Cooler* (C-101) merupakan suatu alat atau mesin yang berfungsi untuk menurunkan temperatur dari suatu fluida.




**Gambar B.11** Cooler (C-101)

### a. Menghitung Panas Bahan Masuk Cooler ($\Delta H_1$)

Adapun panas aliran masuk cooler (C-101) dari keluaran *heat exchanger* (HE-101).

Suhu bahan masuk : 225,7°C = 498,85 °K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 225,7°C = 498,85 °K

T ref = 25°C = 298,15 °K

**Tabel B.37** Panas bahan masuk C-101 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 234,4672 | 7,3028 | 10.044,93 | 73.356,13 |
| $H_2O$ | 5.687,892 | 315,7403 | 6.890,67 | 2.175.663,06 |
| $H_2O$ | 9.383,10 | 312,5099 | 7.917,30 | 2.474.235,21 |
| **Total** | | | | **4.723.254,404** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Cooler ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 100°C = 373,15 °K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 100°C = 373,15 °K

T ref = 25°C = 298,15 °K

**Tabel B.38** Panas bahan Keluar Cooler-101 ($\Delta H_2$)

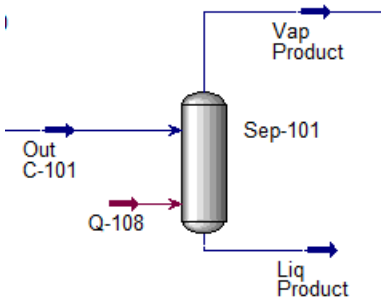
| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 234,4672 | 7,3028 | 3.500,86 | 25.566,12 |
| $H_2O$ | 5.687,892 | 315,7403 | 2.539,21 | 801.731,17 |
| $H_2O$ | 9.383,10 | 312,5099 | 2.781,42 | 869.221,44 |
| **Total** | | | | **1.696.518,73** |

**Tabel B.39** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-101)

| Komponen | Masuk (HE-101) | Keluar (C-101) |
|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 73.356,13 | 25.566,12 |
| $H_2O$ | 2.175.663,06 | 801.731,17 |
| $CH_2O$ | 2.474.235,21 | 869.221,44 |
| Q | - | 3.026.735,68 |
| **Total** | **4.723.254,40** | **4.723.254,40** |

## B.12 Perhitungan Neraca Energi Pada Separator (Sep-101)

Separator (Sep-101) merupakan suatu alat atau mesin yang berfungsi untuk memisahkan fasa liquid dan fasa gas produk keluaran reaktor dan cooler.




**Gambar B.12** Separator (Sep-101)

### a. Menghitung Panas Bahan Masuk Separator ($\Delta H_1$)

Suhu bahan masuk : 30°C = 303,15 °K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 30°C = 303,15 °K

T ref = 25°C = 298,15 °K

**Tabel B.40** Panas Bahan Masuk Gas Pada Separator

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 87,6809 | 2,7364 | 224,1838 | 613,4566 |
| $H_2O$ | 185,9202 | 10,3202 | 168,2548 | 1.736,4234 |
| $CH_2O$ | 9.380,0554 | 312,3998 | 179,7210 | 56.144,7938 |
| **Total** | | | | **56.144,7938** |

**Tabel B.41** Panas Bahan Masuk Liquid Pada Separator

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 146,3134 | 4,5663 | 400,7148 | 1.829,7841 |
| $H_2O$ | 5502,1727 | 305,4200 | 377,4864 | 115.291,8907 |
| $CH_2O$ | 3,3032 | 0,11 | 178,3364 | 19,6170 |
| **Total** | | | | **117.141,2918** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Separator ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 30°C = 303,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 30°C = 303,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.42** Panas Bahan Keluar Gas Pada Separator

| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_1$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 87,6809 | 2,7364 | 224,1838 | 613,4566 |
| $H_2O$ | 185,9202 | 10,3202 | 168,2548 | 1.736,4234 |
| $CH_2O$ | 9.380,0554 | 312,3998 | 179,7210 | 56.144,7938 |
| **Total** | | | | **56.144,7938** |

**Tabel B.43** Panas Bahan Keluar Liquid Pada Separator

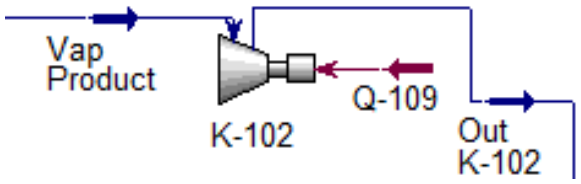
| **Komponen** | **M (kg/jam)** | **N (Kmol/jam)** | **Cp.ΔT (Kj/Kmol)** | **$\Delta H_1$ (kJ/jam)** |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 146,3134 | 4,5663 | 400,7148 | 1.829,7841 |
| $H_2O$ | 5502,1727 | 305,4200 | 377,4864 | 115.291,8907 |
| $CH_2O$ | 3,3032 | 0,11 | 178,3364 | 19,6170 |
| **Total** | | | | **117.141,2918** |

**Tabel B.44** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Separator (Sep-101)

| **Komponen** | **Masuk (Keluaran C-102) (Kj/jam)** | **Keluar (Kj/jam)** |
|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 2.443,2407 | 2.443,2407 |
| $H_2O$ | 117.028,3140 | 117.028,3140 |
| $CH_2O$ | 56.164,4108 | 56.164,4108 |
| $Q_{Supply}$ | 3.584,4075 | - |
| $Q_{loss}$ | - | 3.584,4075 |
| **Total** | **179.220,3730** | **179.220,3730** |

## B.13 Perhitungan Neraca Energi Kompressor (K-102)

Kompressor (K-102) adalah suatu alat atau mesin yang berfungsi untuk mengsupply kebutuhan *compressed* udara terkompresi dengan jumlah dan tekanan tertentu.




**Gambar B.13** Kompressor (K-102)

### a. Menghitung Panas Bahan Masuk Kompressor ($\Delta H_1$)

Adapun panas aliran masuk kompressor dari keluaran separator (Sep-101).

Suhu bahan masuk : 30°C = 303,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 30°C = 303,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.45** Panas bahan masuk K-102 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 87,6809 | 2,7364 | 224,1838 | 613,4566 |
| $H_2O$ | 185,9202 | 10,3202 | 168,2548 | 1.736,4232 |
| $CH_2O$ | 9.383,10 | 312,3998 | 179,7210 | 56.144,8045 |
| **Total** | | | | **58.494,6842** |

### b. Menghitung Panas Bahan Keluar Kompressor ($\Delta H_2$)

Suhu bahan keluar : 169,5°C = 442,65 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 169,5°C = 442,65 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.46** Panas bahan Keluar Kompressor-102 ($\Delta H_2$)

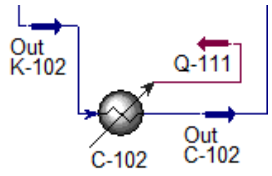
| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 87,6809 | 2,7364 | 7.017,0540 | 19.201,4666 |
| $H_2O$ | 185,9202 | 10,3202 | 4.928,0743 | 50.858,7124 |
| $CH_2O$ | 9.383,10 | 312,3998 | 5.541,9462 | 1.731.302,8732 |
| **Total** | | | | **1.801.363,0522** |

**Tabel B.47** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Kompressor (K-102)

| Komponen | Masuk (Keluaran Sep-101) (Kj/jam) | Keluar (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 58.494,6842 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 1.801.363,0522 |
| Q *Supply* | 1. 834.598,28 | - |
| Q *loss* | - | 91.729,91 |
| **Total** | **1.893.092,96** | **1.893.092,96** |

## B.14 Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-103)

Cooler (C-102) merupakan suatu alat atau mesin yang berfungsi untuk menurunkan temperatur dari suatu fluida.




**Gambar B.14** Cooler (C-102)

### a. Menghitung Panas Bahan Masuk Cooler ($\Delta H_1$)

Adapun panas aliran masuk cooler (C-103) diambil dari keluaran kompressor (K-102).

Suhu bahan masuk : 169,5°C = 442,65°K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 169,5°C = 442,65 °K

T ref = 25°C = 298,15 $^{o}$K

**Tabel B.48** Panas bahan masuk C-102 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 87,6809 | 2,7364 | 7.017,0540 | 19.201,4666 |
| $H_2O$ | 185,9202 | 10,3202 | 4.928,0743 | 50.858,7124 |
| $CH_2O$ | 9.383,10 | 312,3998 | 5.541,9462 | 1.731.302,8732 |
| **Total** | | | | **1.801.363,0522** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Cooler ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 22°C = 295,15 $^{o}$K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 22°C = 295,15 $^{o}$K

T ref = 25°C = 298,15 $^{o}$K

**Tabel B.49** Panas bahan Keluar Cooler-103 ($\Delta H_2$)

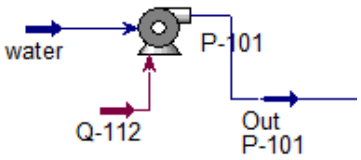
| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 87,6809 | 2,7364 | -239,3914 | -655,0706 |
| $H_2O$ | 185,9202 | 10,3202 | -226,7658 | -2.340,2687 |
| $CH_2O$ | 9.383,10 | 312,3998 | -106,6853 | -33.328,4591 |
| **Total** | | | | **-36.323,7984** |

**Tabel B.50** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-101)

| Komponen | Masuk (Kj/jam) | Keluar (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 1.801.363,0522 | - |
| $\Delta H_2$ | - | -36.323,7984 |
| $Q_{Supply}$ | -1.934.407,223 | - |
| $Q_{loss}$ | - | -96.720,3611 |
| **Total** | **-133.044,1596** | **-133.044,1596** |

## B.15 Perhitungan Neraca Energi Pompa (P-101)

Fungsi dari pompa yaitu untuk menaikkan atau memperbesar tekanan cairan yang akan dialirkan dalam ruangan tertentu.




**Gambar B.15** Pompa (P-101)

### a. Menghitung Panas Bahan Msasuk Pompa ($\Delta H_1$)

Suhu bahan masuk : 30°C = 303,15 K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 30°C = 303,15 K

T ref = 25°C = 298,15 K

**Tabel B.51** Panas bahan Masuk P-101 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 5000 | 299,2 | 377,49 | 112.943,925 |
| **Total** | | | | **112.943,925** |

### b. Menghitung Panas Bahan Keluar Pompa ($\Delta H_2$)

Suhu bahan masuk : 30,3°C = 303,18 K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 30,03°C = 303,18 K

T ref = 25°C = 298,15 K

**Tabel B.52** Panas bahan Keluar P-101 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 5000 | 299,2 | 379,75 | 113.621,106 |
| **Total** | | | | **113.621,106** |

**Tabel B.53** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Pompa (P-101)

| **Komponen** | **Masuk (Kj/jam)** | **Keluar (Out P-101) (Kj/jam)** |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 112.943,925 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 113.621,106 |
| $Q_{Supply}$ | 712,822 | - |
| $Q_{loss}$ | - | 35,6411 |
| **Total** | **113.656,747** | **113.656,747** |

# BAB V
# SPESIFIKASI ALAT

## 5.1 Spesifikasi Peralatan Proses

Peralatan yang digunakan pada Prarancangan Pabrik Formaldehid dengan bahan baku methanol dan udara, direncanakan sesuai dengan kebutuhan kapasitas. Pemberian kode pada masing-masing alat adalah sebagai lambang untuk membedakannya antara satu alat dengan alat yang lain. Spesifikasi masing-masing peralatan proses pada Prarancangan Pabrik Formaldehid ini dapat dilihat seperti berikut ini:

## 5.2 Tangki Methanol (V-101)

Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku methanol
Tipe : *Silinder tegak dengan tutup atas berbentuk toris pherical flanged and dished head*
Bahan Konstruksi : *Carbon Stell SA 285 Grade C*
Jumlah : 2 unit
Kapasitas : 10.246,41 kg/jam

1. Diameter : 7,95 m
2. Tinggi (H) : 11, 93 m

## 5.3 Tangki Oksigen (V-100)

Fungsi : Untuk menyimpan bahan baku oksigen
Tipe : *Silinder* vertical dengan alas datar tutup *torispherical*
Bahan Konstruksi : *Carbon Stell SA 285 Grade C*
Kapasitas : 5001 kg/jam

1. Diameter : 5,52 m
2. Tinggi (H) : 8,28 m

## 5.4 Tangki Penyimpanan Produk Formaldehid

Fungsi : Untuk menyimpan produk formaldehid

Tipe : Silinder vertical dengan tutup atas datar dan tutup *torispherical*

Bahan Konstruksi : *Carbon Stell SA 285 Grade C*

Jumlah : 5 unit

Kapasitas : 15.940 kg/jam

1. Diameter : 8,296 m
2. Tinggi (H) : 12,44 m
3. *Safety factor* : 20 %
4. Volume tangki : 7.471,524 $m^3$
5. Efesiensi Pengelasan : 85 %

## 5.5 Pompa (P-100)

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan methanol dari tangki penyimpanan ke *vaporizer*

Jenis : Pompa Sentrifugal

Bahan Konstruksi : *Commercial stell*

Jumlah : 2 unit

Kapasitas : 24.848,3845 lb/jam

Total Power : 10,43 Hp = 7,7837 Kw

## 5.6 Vaporizer ( Vap-001)

Fungsi :Untuk memanaskan metanol dari suhu 30 $^oC$ ke 74 $^oC$

Jenis : *Double Pipe Heat Exchanger*

Jumlah : 1 unit

Bahan kontruksi : *Stainless Steel*

Dimensi:

a. Luas perpindahan panas = 70,557 $ft^2$

b. OD = 2,38 in

c. ID = 2,067 in

d. Ud = 50 $ft^2$.hr.$^oF$/Btu

e. Δt = 160,4336$^oF$

## 5.7 Heater (E-101)

Fungsi : Menaikkan suhu bahan baku methanol dari 74 $^oC$ menjadi 100 $^oC$

Tipe : *Double Pipe heat exchanger*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *Stainless steel*

Dimensi

a. Luas perpindahan panas = 67,845 $ft^2$

b. OD = 2,38 in

c. ID = 2,067 in

d. Ud = 50 $ft^2$.hr.$^oF$/Btu

e. Δt = 118,061 $^oF$

## 5.8 Heater (E-102)

Fungsi : Menaikkan suhu bahan baku methanol dari 210$^oC$ menjadi 300 $^oC$

Tipe : *Double Pipe heat exchanger*

Jumlah : 1 unit

BahanKonstruksi : *Stainless steel*

Dimensi

a. Luas perpindahan panas = 67,845 $ft^2$

b. OD = 2,38 in

c. ID = 2,067 in

d. Ud = 50 $ft^2$.hr.$^oF$/Btu

e. Δt = 118,061 $^oF$

## 5.9 Heater (E-103)

Fungsi : Menaikkan suhu bahan baku oksigen dari-182$^{o}$C menjadi 100 $^{o}$C

Tipe : *1-2 Shell and Tube heat exchanger*

BahanKonstruksi : *Stainless steel*

Dimensi

a. Luas perpindahan panas = 67,845 $ft^2$
b. OD = 16 BWG
c. ID = 37 in
d. Ud = 49,86 $ft^2$.hr.$^{o}$F/Btu
e. Nt = 1.041,275 buah
f. $\Delta t$ = 273,2047 $^{o}$F

## 5.10 Heater ( E-104)

Fungsi : Menaikkan suhu bahan baku oksigen dari 100$^{o}$C menjadi 300 $^{o}$C

Tipe : *Double Pipe heat exchanger*

Jumlah : 1 unit

BahanKonstruksi : *Stainless steel*

Dimensi

a. Luas perpindahan panas = 70,14 $ft^2$
b. OD = 2,38 in
c. ID = 2,067 in
d. Ud = 50 $ft^2$.hr.$^{o}$F/Btu
e. $\Delta t$ = 274,2191 $^{o}$F

## 5.11 Cooler (C-101)

Fungsi : Menurukan suhu keluaran reaktor dari 225,7 $^{o}$C ke 100$^{o}$C

Tipe : *shell and tube heat exchanger*

Jumlah :1 unit

BahanKonstruksi : *Stainless stell*

**Dimensi**

a. Luas perpindahan panas = 32,8153 $ft^2$

b. OD *tube* = 1 7/8 in

c. ID *shell* = 23 ¼ in

d. Ud = 50 $ft^2$.hr.$^oF$/Btu

e. Jumlah *tube* = 80 buah

f. Δt = 103,7085 $^oF$

## 5.12 Cooler (C-102)

Fungsi : Menurukan suhu keluaran reaktor dari 100 $^oC$ ke 30$^oC$

Tipe : *shell and tube heat exchanger*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *Stainless stell*

**Dimensi**

a. Luas perpindahan panas = 32,8153 $ft^2$

b. OD *tube* = 1 7/8 in

c. ID *shell* = 35 in

d. Ud = 50 $ft^2$.hr.$^oF$/Btu

e. Jumlah *tube* = 220 buah

f. Δt = 35,95 $^oF$

## 5.13 Kompressor (K-100)

Fungsi : Menaikkan tekanan fluida dari 1,3 atm sampai 5 atm menuju reaktor

Jumlah : 1 unit

Kapasitas : 21.280 lb/jam

Total Power : 4 hp

Diameter Dalam (ID) : 19,25 in

Efisiensi Kompressor : 75 %

## 5.14 Cooler (C-103)

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran dari reaktor dari 169 $^{o}$C ke 22 $^{o}$C

Tipe : 1- 2 *shell and tube heat exchenger*

Jumlah : 1 unit

Bahan Konstruksi : *Stainless stell*

**Dimensi**

a. Luas Perpindahan panas = 723,915 $ft^2$

b. OD Tube = 1 7/8 in

c. ID shell = 25 in

d. UD = 50 $ft^2.hr.^{o}F/Btu$

e.Jumlah tube = 105 buah

f. $\Delta t$ = 47,4 $^{o}$F

## 5.15 Pompa (P-100)

Fungsi : Untuk mengalirkan air proses menuju mixer

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan Konstruksi : *Commercial stell*

Tekanan :5 atm

Kapasitas : 11.882,9018 lb/jam

Total Power : 6,5710 Hp = 4,9020 kW

# BAB VI
# TUGAS KHUSUS

## 6.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (PFR-001) (Nurhijjrah / 200140014)

Reaktor adalah suatu alat proses yang merupakan tempat terjadinya suatu reaksi berlangsung, baik itu reaksi kimia atau nuklir dan bukan secara fisika. Reaktor kimia adalah segala tempat terjadinya reaksi kimia, baik dalam ukuran kecil seperti tabung reaksi sampai ukuran yang besar seperti reaktor skala industri. Salah satu reaktor yang mekanismenya cukup sederhana dibandingkan dengan reaktor-reaktor yang digunakan pada industri kimia adalah reaktor alir pipa. Reaktor tipe ini termasuk jenis reaktor kimia khusus, yaitu *fixed bed reactor* yang mana terdiri dari lebih satu pipa yang berisi tumpukan katalis dan dioperasikan secara vertikal. Biasanya digunakan untuk reaktan berfase gas, dan perlu diketahui, reaksi kimia tersebut terjadi sepanjang pipa, jadi semakin panjang pipa maka konversinya juga semakin tinggi.

Reaktor ini memiliki karakteristik dalam mekanisme reaksi. Pada umumnya karakteristik reaktor alir pipa pada kondisi ideal yaitu:

1. Dapat digunakan untuk mereaksikan dua macam gas sekaligus,
2. kapasitas produksi cukup tinggi,
3. Pemakaian tidak terbatas pada kondisi reaksi tertentu (eksoterm dan endoterm) sehingga pemakaian lebih fleksibel,
4. Aliran fluida mendekati *plug flow*, sehingga dapat diperoleh hasil konversi yang tinggi,
5. *Pressure drop* rendah.

### 6.1.1 Prinsip Kerja Alat

Reaktor *fixed bed multitube* merupakan reaktor dimana gas bereaksi dengan cara melewati *tube* (tabung) dengan kecepatan tinggi. Reaktor *fixed bed multitube* pada hakekatnya hamper sama dengan pipa dan relatif cukup mudah dalam perancangannya. Reaktor ini biasanya dilengkapi dengan selaput membran untuk menambah *yield* produk pada reaktor. Produk secara selektif ditarik dari reaktor sehingga keseimbangan dalam reaktor secara kontinu bergeser membentuk lebih

banyak produk. Dalam reaktor *fixed bed multitube*, satu atau lebih reaktan dipompakan kedalam suatu pipa. Biasanya reaksi yang digunakan pada reaktor ini adalah reaksi fasa gas.

Beberapa hal penting dalam reaktor alir pipa adalah :

1. Perhitungan dalam reaktor *fixed bed multitube* mengasumsikan tidak terjadi pencampuran (*mixing*) dan reaktan bergerak secara aksial bukan radial,
2. Katalisator dapat dimasukkan melalui titik yang berbeda dari titik masukan dimana katalisator ini diharapkan dapat mengoptimal kan reaksi dan terjadi penghematan,
3. Umumnya reaktor *fixed bed multitube* memiliki konversi yang lebih besar dibandingkan dengan reaktor alir tangki berpengaduk (RATB) dalam volume yang sama. Artinya, dengan waktu tinggal yang sama reaktor alir pipa memberikan hasil yang lebih besar dibandingkan RATB.

Reaktor (PFR-001) pada prarancangan ini berfungsi untuk mereaksikan antar metanol dan udara. Tipe alat yang digunakan yaitu reaktor fixed *bed multitube*. Adapun langkah dalam perancangan reaktor yaitu :

1. Menentukan kondisi operasi,
2. Neraca massa,
3. Menghitung densitas, laju alir volumetrik dan kinetika reaksi,
4. Menghitung volume reaktor,
5. Menghitung dimensi reaktor (diameter reaktor, tinggi reaktor, lebar reaktor, tebal *shell*, tebal *head*, tinggi *head*, tinggi reaktor keseluruhan).

### 6.1.2. Pemilihan Jenis Reaktor

Pemilihan jenis reaktor dipengaruhi oleh faktor-faktor sebagai berikut:

1. Reaksi yang berlangsung adalah fase gas dengan katalis padat
2. Kapasitas produksi yaitu 120.000 ton/tahun,
3. Dapat digunakan untuk mereaksikan dua macam gas sekaligus yaitu metanol dan udara,

4. Tidak diperlukan pemisahan katalis dari gas keluaran reaktor,
5. Kemampuan reaktor untuk menyediakan luas permukaan yang cukup untuk perpindahan panas.

**A. Menentukan Jenis Reaktor**

Reaktor yang dipilih adalah reaktor *fixed bed multitube* alasan memilih jenis reaktor ini adalah sebagai berikut:

1) Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fase gas.
2) Reaksi berjalan secara kontinyu.
3) Jenis reaksinya adalah eksoterm karena dalam proses ini melepaskan panas.

**B. Menentukan Bahan Konstruksi Reaktor**

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *Carbon steel* SA-167 Grade 11 *type* 316 (Kern, 1965) dengan pertimbangan sebagai berikut:

1. Tahan terhadap korosi, faktor korosi (C) = 0,25 in/tahun = 0,0063 m/tahun,
2. Mempunyai *allowable stress* yang cukup tinggi, 12.650 psi,
3. Bisa digunakan sampai temperatur 300-400$^{o}$C,
4. Tipe pengelasan : *Double Welded Bult Joint* (E = 0,80).

Adapun rangkuman spesifikasi reaktor yang digunakan pada pra rancangan pabrik Formaldehid dari Metanol dan Udara, dapat dilihat pada Table 6.1.

**Tabel 6.1** Spesifikasi Pada Reaktor Prarancangan Pabrik Formaldehid

| | |
|---|---|
| **Fungsi** | Tempat berlangsungnya reaksi antara Metanol, dan udara menjadi Formaldehid menggunakan katalis *vanadium pentaoxide* |
| **Kode** | PFR-001 |
| **Alasan Pemilihan** | a. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi dalam fase gas<br>b. Reaksi berjalan secara kontinyu<br>c. Jenis reaksinya adalah eksoterm |
| **Jenis** | Reaktor *Fixed Bed Multitube* |

| | | |
|---|---|---|
| **Kondisi operasi** | Temperatur<br>Tekanan | : 300 $^{o}$C<br>: 1,5 atm |
| **Dimensi** | Diameter dalam pipa (IDt)<br>Diameter luar pipa (OD)<br>Jumlah tube | : 0,0409 m<br>: 0,0506 m<br>: 583 buah |

**Tabel 6.2** Spesifikasi Pada Reaktor Prarancangan Pabrik Formaldehid

| | | |
|---|---|---|
| **Dimensi** | Jenis *pitch*<br>*Clearance*<br>Tinggi *shell*<br>Tinggi Reaktor<br>Tipe *head*<br><br>Tebal *head*<br>Jumlah baffle<br>Jarak *Baffle*<br>Waktu tinggal reaktor<br>jumlah | : *Triangular pitch*<br>: 0,0120 m<br>: 7,31520 m<br>: 8,4770 m<br>: *Torisphercal flanged and dished head*<br>: 0,3701 m<br>: 12 buah<br>: 0,6488 m<br>: 0,1197 jam<br>: 1 buah |

**Tabel 6.3** Spesifikasi Pada Reaktor Prarancangan Pabrik Formaldehid

| | | |
|---|---|---|
| **Rancangan Alat** | Bahan konstruksi<br>Posisi Alat | : *Stainless Steel* SA-167 *grade* 11 *type* 316 (Brownell & Young, 1959)<br>: horizontal |
| **Katalis** | Jenis<br>Bentuk<br>Diameter katalis<br>*ρ Bulk* | : *vanadium pentaoxide*<br>: Padat, *spherical*<br>: 4,7 cm<br>: 849,7 kg/cm$^3$ |

## 6.2 Heat Exchanger (HE -001) (Novi Ramadani /NIM: 200140015)

Alat penukar panas adalah alat yang digunakan untuk memindahkan panas dari satu sistem ke sistem lain, tanpa perpindahan massa dan bisa berfungsi sebagai pemanas. Biasanya, medium pemanas yang dipakai adalah air yang dipanaskan sebagai fluida panas. Penukar panas dirancang seefisien mungkin agar perpindahan panas antar fluida dapat berlangsung secara efektif. Pertukaran panas terjadi karena adanya kontak, baik antara fluida terdapat dinding yang memisahkannya maupun keduanya bercampur langsung *(direct contact).* Perpindahan panas adalah ilmu yang berupaya untuk memprediksi perpindahan energi yang mungkin terjadi antara material sebagai akibat dari adanya perbedaan temperature. Secara umum terdapat 3 (tiga) jenis perpindahan panas yaitu konduksi, konveksi, dan radiasi.

Heat exchanger adalah suatu alat yang dimana terjadi aliran perpindahan panas diantara dua fluida atau lebih pada temperatur yang berbeda, dimana fluida tersebut keduanya mengalir didalam sistem. Di dalam *heat exchanger* tersebut, kedua fluida yang mengalir terpisah satu sama lain, biasanya oleh pipa silindris. Fluida dengan temperatur yang lebih tinggi akan mengalirkan panas ke fluida yang bertemperatur lebih rendah. *Heat exchanger* dapat dibagi menjadi beberapa tipe berdasarkan fungsional dan jenis permukaan perpindahan panasnya.

Pembagian tipe *heat exchanger* secara fungsional diantaranya *recuperative type, regenerative/ storage type,* dan *direct mixing type*. Sementara itu, pembagian tipe heat exchanger berdasarkan permukaan perpindahan panasnya dapat diatur dalam beberapa bentuk diantaranya *single tube arrangement, shell and tube arrangement,* dan *cross flow heat exchanger*. *Shell and tube* merupakan jenis *heat exchanger* yang populer dan lebih banyak digunakan. *Shell and tube* terdiri dari sejumlah tube yang terpasang didalam shell yang berbentuk silindris.

Terdapat dua fluida yang mengalir, dimana satu fluida mengalir di dalam *tube,* dan yang lainnya mengalir diluar *tube* karena *shell and tube* merupakan tipe yang paling banyak digunakan, sehingga perlu dilakukan standardisasi dalam pembuatannya. Pembuatan standardisasi tersebut dilakukan oleh *Tubular Exchanger Manufactures Asociation* (TEMA) dengan dilakukan sistem penomeran. Sistem penomeran dibuat dengan 3 (tiga) huruf alphabet. Masing - masing huruf

mewakili bagian dari shell and tube dimana huruf pertama menunjukan *front header type*, huruf kedua menunjukan *shell type*, dan huruf ketiga menunjukan *end header type*. Dari standardisasi tersebut, dapat diciptakan beberapa jenis kombinasi dari shell and tube. Namun terdapat 3 (tiga) kombinasi utama yang sering digunakan diantaranya *fixed tubesheet heat exchanger*, *U-tube heat exchanger*, dan *floating header heat exchanger.*

Terdapat beberapa alasan mengapa *Shell & Tube Heat Exchanger* (STHE) sering digunakan adalah:

1. STHE memberikan luas permukaan perpindahan panas lebih besar dari 120 $ft^2$ dengan volume yang kecil.
2. Memiliki range luas perpindahan panas yang lebar mulai kurang dari 1 meter kuadrat hingga seribuan meter kuadrat dan bahkan lebih.
3. Memiliki rancangan *mechanical* yang baik, mampu dioperasikan pada tekanan tinggi.
4. Dapat dirancang dengan menggunakan berbagai jenis material.
5. Mudah dibersihkan baik dengan *chemical* maupun *mechanical cleaning*;
6. Memiliki prosedur *thermal* dan *mechanical design* yang baik.
7. Mudah melakukan penggantian untuk komponen atau bagian-bagian yang cukup mudah rusak seperti *gasket* dan *tube*.

### 6.2.1 Penentuan Jenis *Heat Exchanger*

Dalam prarancangan digunakan *Heat Exchanger* jenis *shell and tube* dengan pertimbangan:

1. Efektifitas perpindahan energi panas
2. Konstruksi cukup sederhana.

### 6.2.2 Penentuan Material Konstruksi

Dalam prarancangan digunakan material konstruksi *Carbon Steel* SA- 285 *grade* C dengan pertimbangan:

1. Memiliki *allowable stress* yang cukup besar.
2. Bahan tahan terhadap bahan korosif.

Langkah-langkah dalam perancangan HE yaitu:

1. Menentukan kondisi operasi.
2. Menghitung dimensi *Heat Exchanger*.

### 6.2.3 Kelayakan Alat Penukar Panas Tipe *Shell and Tube*

Menentukan kelayakan suatu alat penukar panas *(heat exchanger)* dapat dilakukan melalui 2 macam besaran yang perlu ditentukan yaitu:

**6.1** Faktor Kekotoran (Rd)

Apabila harga Rd hasil kalkulasi lebih kecil dari harga Rd yang dibutuhkan maka alat penukar panas dapat dikatakan tidak layak digunakan (Kern, 1965).

**6.2** *Pressure Drop* (ΔP)

Nilai *pressure drop* yang diizinkan untuk *liquid* yaitu 7,112 psi – 9,956 psi. *pressure drop* untuk fase gas bernilai 0,7112 psi – 2,845 psi (Mukherjee, 1998).

Adapun rangkuman spesifikasi *Heat Exchanger* yang digunakan pada perancangan pabrik Formaldehid dapat dilihat pada Tabel 6.4.

**Tabel 6.4** Spesifikasi Heat Exchanger (HE-001) pada PraRancangan Pabrik Formaldehid dari Metanol dan Udara Pada Proses *Metal Oxide Catalyst*

| | |
|---|---|
| **Fungsi** | Untuk memanaskan metanol dari suhu 100$^{o}$ C menjadi 210$^{o}$ C |
| **Kode** | HE– 001 |
| **Jenis** | 1-2 *Shell and Tube Exchanger*<br>Dipakai: 1 ½ in OD *Tube* 16 BWG, panjang 10 ft, 2 *pass* |
| **Dimensi** | Diameter dalam *Shell* : 33 in<br>Diameter luar *Tube* : 1 ½ in = 0,041 ft<br>Jumlah tube : 200 buah<br>*Baffle* (B) : 28,05 in<br>*Tringular Pitch* (PT) : 1 7/8 in<br>Panjang *Tube* (L) : 10 ft<br>Tinggi Penyangga : 12,048 in = 1,004 ft |
| **Rancangan Alat** | Bahan Konstruksi : *Carbon Steel* SA -25 Grade C |

## 6.3 Separator (S-101) (Siti Widya Safriani/ NIM.200140027)

### 6.3.1 Pengertian Separator

Separator adalah tabung bertekanan dan bertemperatur tertentu yang digunakan untuk memisahkan fluida produksi ke dalam fasa cairan dan fasa gas. Cara kerja dari separator tersebut yaitu dengan gaya pemisahan fluida dengan densitas, dimana fluida yang lebih berat akan berada dibagian bawah, sedangkan fluida yang lebih ringan akan berada pada bagian atas. Separator terbagi berdasarkan jenis, tekanan kerja, jumlah fasa, dan bentuknya (*Coulson*, vol.2).

### 6.3.2 Fungsi Separator

Separator dua fasa digunakan untuk pemisahan dua jenis substansi dalam satu larutan, misalnya pemisahan antara minyak dengan air atau gas dengan air. Sebagai contoh, pada proses distilasi minyak mentah akan dihasilkan fraksi gas, kemungkinan besar fraksi gas tersebut masih mengandung uap air. Untuk menghilangkan kandungan air pada gas tersebut, maka dilakukan pemisahan dengan menggunakan separator dua fasa. Dimana air akan berada pada bagian dasar sedangkan gas akan berada pada bagian atas, sehingga pada tahap akhir akan diperoleh gas yang minim kandungan airnya.

### 6.3.3 Prinsip Kerja Separator

Separator vertikal 2 fase (2 *phase vertical* separator) sering di aplikasikan untuk jenis fluida yang rasio gas terhadap cairannya rendah hingga sedang dan diperkirakan akan sering terjadi *slug* atau kejutan cairan yang datang secara tiba-tiba. Pada bagian bawah bejana biasanya berbentuk cembung yang berfungsi sebagai tempat menampung pasir atau benda padat lainnya.

Saat beroperasi, perubahan *inlet diverter* (aliran masuk) akan menyebabkan cairan bersinggungan dengan dinding separator yang berbentuk *film* dan pada saat itu juga akan memberikan gerakan secara sentrifugal terhadap fluida. Sehingga akan terjadi pengurangan momentum seperti yang diinginkan dan membuat gas keluar dari *film* cairan kemudian naik ke bagian atas bejana, sementara cairan akan turun ke bagian bawah.

Gas yang naik ke bagian atas bejana sebenarnya masih sedikit mengandung

cairan, sehingga untuk menghilangkan cairan tersebut diperlukan *mist eliminator* atau sering disebut *mist extractor*. *Mist extractor* terletak pada bagian atas bejana yang biasanya terbentuk dari susunan kawat kasa dengan ketebalan tertentu yang dipasang melintang.

### 6.3.4 Jenis Separator

Jenis separator yang dipakai adalah betuk vertikal biasanya digunakan untuk memisahkan cairan dan gas. Adapun alasan memilih jenis separator ini sebagai berikut.

1. Pengontrolan level cairan tidak terlalu rumit
2. Mudah dibersihkan
3. Memiliki *mist extractor* didekat *outlet* gas untuk menagkap cairan yang ikut terbawa keatas sehingga menghasilkan gas yang lebih murni.

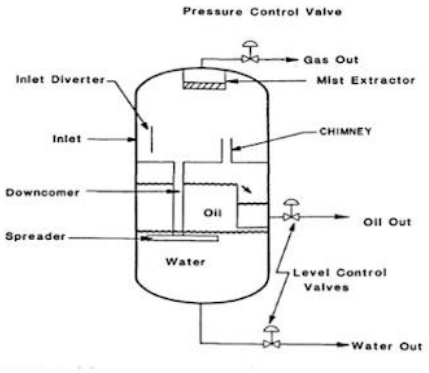
### 6.3.5 Bahan Konstruksi Separator

Bahan konstruksi yang digunakan adalah *Carbon Stell SA-283 Grade C* dengan pertimbangan sebagai berikut.

1. Tahan terhadap korosi
2. Tahan terhadap perubahan suhu
3. Ketahanan terhadap dampak bahkan pada variasi suhu ekstrim
4. Mudah difabrikasi
5. Kuat dan higenis

### 6.3.6 Spesifikasi Separator

Fungsi dari separator (S-101) adalah untuk memisahkan campuran gas dan *liquid* yang berasal dari *Vaporizer*. Struktur dalam separator dapat dilihat pada Gambar 6.5 dibawah ini.




**Gambar 6.1** Bagian Separator

**Tabel 6.5** Spesifikasi Pada Separator Prarancangan Pabrik Formaldehid

| | | |
|---|---|---|
| **Fungsi** | Digunakan untuk memisahkan gas formaldehid dari komponen lainnya. | |
| **Kode** | S-101 | |
| **Alasan Pemilihan** | 1. Pengontrolan level cairan tidak terlalu rumit<br>2. Mudah dibersihkan | |
| **Jenis** | *Horizontal Knock Out Separator* | |
| **Kondisi operasi** | Temperatur<br>Tekanan | : 30 $^{o}$C<br>: 1,3 atm |
| **Dimensi** | Diameter dalam *shell* (ID)<br>Diameter luar *shell* (OD) | : 1,6068 m<br>: 1,6764 m |
| | ***Nozzle Feed Inlet***<br>Nps<br>ID<br>OD | <br>: 20 in<br>: 19,25 in<br>: 20 in |
| | ***Nozzle Gas Outlet***<br>Nps<br>ID<br>OD | <br>: 18 in<br>: 17,25 in<br>: 18,0 in |
| | ***Nozzle Liquid Outlet***<br>Nps<br>ID<br>OD | <br>: 2 in<br>: 1,989 in<br>: 2,38 in |
| **Rancangan Alat** | Bahan Konstruksi | : *Carbon Stell SA-283 Grade C* |

# BAB VII
# UTILITAS

Utilitas merupakan sarana penunjang kelancaran suatu proses produksi dalam suatu pabrik. Unit utilitas yang terdapat pada pabrik formaldehid sebagai berikut:

1. Kebutuhan uap (*Steam)*
2. Kebutuhan air
3. Kebutuhan bahan kimia
4. Kebutuhan listrik
5. Kebutuhan bahan bakar
6. Unit pengolahan limbah

## 7.1 Kebutuhan Uap *(Steam)*

Unit ini berfungsi menyediakan *steam* yang akan digunakan sebagai media pemanas. Kebutuhan *steam* yang digunakan pada pabrik formaldehid dapat dilihat pada Tabel 7.1

**Tabel 7.1** Kebutuhan *steam* pada Peralatan Proses

| **Nama Alat** | **Kebutuhan *Steam* (kg/jam)** |
|---|---|
| *Vaporizer* (V-101) | 6313 |
| *Heater* (E- 101) | 189,1 |
| *Heater* (E-102) | 817,2 |
| *Heate*r (E-103) | 1069 |
| *Heater* (E-104) | 439,8 |
| Total | 8828,1 |

Jumlah Kebutuhan *steam* = 1.765,62 kg/jam

Total steam yang dibutuhkan = 10.593,72 kg/jam

Kondensat = 1.765,62 kg/jam + 10.593,72 kg/jam

= 12.712,46 kg/jam

Asumsi boiler hanya dapat *merecovery* 80 % sehingga *make up water*

*Make up* = (20%) x 10.593,72 kg/jam

= 2.118,744 kg/jam

Total kebutuhan air proses = kondensat + make up water

= 12.712,46 kg/jam + 2.118,744 kg/jam

= 14.831, 21 kg/jam

## 7.2 Kebutuhan Air Pendingin

Dalam proses produksi, air memegang peran penting baik untuk kebutuhan proses maupun domestik. Kebutuhan air pada pabrik pembuatan *formaldehid* meliputi kebutuhan air pendingin dan umpan air ketel uap. Kebutuhan air pendingin pada pabrik pembuatan *formaldehid* ini diperoleh dari perhitungan pada Lampiran B. Kebutuhan air pendingin pada keseluruhan pabrik pembuatan *formaldehid* ditujukkan pada Tabel 7.2.

**Tabel 7.2** Kebutuhan Air Pendingin Pada Alat

| Nama Alat | Jumlah Air (kg/jam) |
|---|---|
| *Cooler* (C-103) | 428.300 |
| Reaktor (PFR-100) | 2.314.000 |
| *Cooler* (E-101) | 146.300 |
| *Cooler* (D-102) | 730.100 |
| Total | 3.620.000 |

Air pendingin yang telah dipakai digunakan Kembali setelah didinginkan dalam menara pendingin air. Dengan mengagnggap terjadi kehilangan air selama proses sirkulasi, maka air tambahan yang diperlukan adalah jumlah air yang hilang karena penguapan, *drift loss*, dan *blowdown* (Perry,1197)

Air diasumsikan megalami kebocoran atau pengurangan sebesar 20% maka :

Wc(air yang bocor) = 20% x 3.620.000 kg/jam

= 724.000 kg/jam

Air yang hilang karena penguapan dapat dihitung dengan persamaan:

We = 0,00085 x Wc x (T1-T2)

Dimana:

Wc = Jumlah air pendingin yang dibutuhkan

T1 = Temperatur air masuk cooling Tower = 15 ˚C = 59 F

T2 = Temperatur air keluar cooling Tower = 64 ˚C = 147,2 F

Maka:

We = 0,00085 x 724.000 kg/jam x (147,2 – 59) F

= 54.300 kg/jam

Air yang hilang karena *drift loss* biasanya 0,1- 0,2 % dari air pendingin yang masuk ke menara air (Perry,1997). Ditetapkan *drift loss* 0,2%, maka:

Wd = 0,002 x 724.000 kg/jam

= 1.450 kg/jam

Air yang hilang karena *blow down* bergantung pada jumlah siklus sirkulasi air pendingin, biasanya antara 3-5 siklus (Perry,1997). Ditetapkan 5 siklus,maka:

Wb = Wc/5-1……..……..(7.1)

= 724.000 kg/jam / 5-1

= 1.810 kg/jam

Sehingga,

Total air tambahan = We + Wd + Wd……(7.2)

= 54.300 kg/jam + 1.450 kg/jam + 1.810 kg/jam

= 237.000 kg/jam

## 7.3 Kebutuhan Air

Air merupakan peran penting dalam proses produksi, baik untuk kebutuhan proses maupun kebutuhan domestic. Kebutuhan air pada pabrik formaldehid sebagai berikut:

### 7.3.1 Air Sanitasi atau Domestik

Air domestik merupakan airyang digunakan untuk keperluan konsumsi dan sanitasi merupakan air tawar. Air konsumsi dan sanitasi harus memenuhi beberapa syarat, yaitu:

1. Syarat Fisik
   a. Warna jernih
   b. pH netral
   c. Dibawah suhu udara
   d. Tidak berbusa
   e. Kekeruhan kurang dari 1 ppm $SiO_2$
   f. Tidak berbau
2. Syarat Kimia
   a. Tidak mengandung logam berat seperti Pb, As, Cr, Cd dan Hg
   b. Tidak mengandung zat-zat kimia beracun
3. Syarat Mikrobiologis
   a. Tidak mengandung kuman maupun bakteri , terutama bakteri pathogen yang dapat merubah sifat air

### 7.3.2 Perhitungan Kebutuhan Air Sanitasi atau Domestik

1. Kebutuhan air untuk perumahan

Perumahan karyawan pabrik sebanyak 253 rumah, masing-masing dihuni sekitar 5 orang dan kebutuhan air untuk perumahan di perkirakan sebesar 70 liter/orang/hari.

Maka, kebutuhan air untuk perumahan = 70 x 5 x 253
= 88.550 liter/hari = 3.689,58 liter/jam
= 2.727,81kg/jam

2. Kebutuhan air untuk perkantoran

Kebutuhan air domestik untuk orang/shift adalah 40-100 liter/hari (Metcalf,1991).

Jumlah karyawan = 253 orang

Diambil 70 liter/hari = 2,916 liter/jam

Total kebutuhan air untuk perkantoran = 253 orang x 2,916 liter/jam

= 737,9197 liter/jam

= 545,5418 kg/jam

3. Kebutuhan air untuk laboratorium

Kebutuhan air untuk laboratorium adalah 1000-1800 liter/hari (Metcalf dan Eddy, 1991). Asumsi 1800 liter/hari = 75,0 kg/jam

4. Kebutuhan air untuk kantin dan tempat ibadah

Kebutuhan air untuk kantin dan rumah ibadah adalah 40-120 liter/hari (Metcalf dan Eddy, 1991). Asumsi 120 liter/hari = 5 liter/jam

Pengunjung rata-rata = 150 orang

Total kebutuhan air = 150 orang x 120 liter/hari

= 18.000 liter/hari = 750 liter/jam

= 554,5kg/jam

5. Kebutuhan air untuk poliklinik

Kebutuhan air untuk poliklinik adalah 400-600 liter/hari (Metcalf dan Eddy, 1991). Asumsi 600 liter/hari = 25 kg/jam

6. Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran

Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran diambil 2000 kg/jam.

*Over design* 10 % = 10% x 2000

= 200 kg/jam

Total air pemadam = 2000 kg/jam + 200 kg/jam

= 2200 kg/jam

Total kebutuhan air domestic

$W_{Domestik}$ = (2.727,81 + 545, + 75,0 + 554,5+ 25 + 2200 )kg/jam

= 6.127,85 kg/jam

W total = $W_{Proses}$ + $W_{Domestik}$

=( (14.831, 21 +3.620.000 +237.000 +5390) +6.127,85 )kg/jam

= 3.880.000 kg/jam

Sumber air pabrik formaldehid dari metanol dan udara dengan kapasitas 120.000 ton/tahun ini adalah dari sungai Bontang, Kalimantan Timur. Dimana, kualitas air dari sungai Bontang dapat dilihat pada Tabel 7.3 sebagai berikut.

**Tabel 7.3** Kualitas Air Sungai Bontang, Kalimantan Timur

| **Parameter** | **Satuan** | **Kadar** |
|---|---|---|
| $Hg^{2+}$ | ppm | 0,001 |
| $Ba^{2+}$ | ppm | 0,1 |
| $Fe^{2+}$ | ppm | 0,028 |
| $Cd^{2+}$ | ppm | 0,01 |
| $Mn^{2+}$ | ppm | 0,028 |
| $Ca^{2+}$ | ppm | 0,008 |
| $Mg^{2+}$ | ppm | 0,03 |
| $Zn^{2+}$ | ppm | 0,01 |
| $Cu^{2+}$ | ppm | 200 |
| $Pb^{2+}$ | ppm | 100 |
| F | ppm | 0,001 |
| $Cl^{-}$ | ppm | 60 |
| $NO_2^{-}$ | ppm | 0,028 |
| $NO_3^{-}$ | ppm | 0,074 |
| $SO_3^{-}$ | ppm | 0,005 |
| $Cn^{-}$ | ppm | 0,001 |
| $SO_4^{2-}$ | ppm | 42 |
| $H_2SO_4^{-}$ | ppm | 0,002 |

(**Sumber** : Laporan Wasdal Pencemaran Air dan Laut)

## 7.4 Pengolahan Air

Kebutuhan air dalam suatu pabrik diperoleh dari sumber air di sekitar pabrik yaitu air sungai yang diolah terlebih dahulu agar memenuhi syarat untuk digunakan. Pengolahan air melali beberapa tahapan:

1. Penghisapan

Tahap ini menggunakan penghisap yang dilengkapi pompa vakum untuk mengalirkan air dari sungai ke stasiun pemompa air.

2. Penyaringan (*Screening)*

Tahap ini menggunakan *Coarseand fine screen* yang berfungsi untuk menyaring kotoran berukuran besar yang terpompa.

3. Pengendapan (Sedimentasi)

Pengendapan dilakukan secara gravitasi dengan menggunakan *settlingpit* untuk mengeluarkan partikel-partikel yang tersuspensi dalam air.

4. Koagulasi dan flokulasi (*Clarifier)*

Koagulasi adalah penambahan *coagulant aids* lalu dilakukan pengadukan dengan cepat sehingga terjadi penggumpalan-penggumpalan partikel koloid yang tidak stabil dan *suspended solid* yang halus.

Flokulasi adalah pengadukan lambat untuk menggumpalkan partikel yang tidak stabil dan mengendap secara cepat. Prosesnya sebagai berikut:

Air dari proses pengendapan dialirkan dari bak penampungan kedua. Pada bak ini ditambahkan bahan-bahan kimia (koagulant) sehingga akan terbentuk gumpalan sambal diinjeksikan larutan alum, $Al_2(SO_4)_3$ dan larutan abu $Na_2CO_3$. Larutan $Al_2(SO_4)_3$ berfungsi sebagai koagulan utama dan larutan abu $Na_2CO_3$ sebagai koagulan tambahan yang berfungsi sebagai bahan pembantu untuk mempercepat pengendapan dan penetralan Ph. Pada bak *clarifier* akan terjadi proses koagulasi dan flokulasi. Tahap ini bertujuan untuk menyingkirkan *Suspended solid* (SS) dan koloid (Degremont, 1991). Koagulan yang biasa dipakai adalah kogulan trivalent. Pemakaian larutan alum umumnya hingga 50 ppm terhadap jumlah air yang akan diolah:

Kebutuhan air = 3.880.000 kg/jam

Pemakaian larutan alum = 50 ppm

Pemakaian larutan soda abu = 0,54 x 50 ppm = 27 ppm

Larutan alum dibutuhkan = 3.880.000 kg/jam x $10^{-6}$ x 50

= 194 kg/jam

Larutan soda abu dibutuhkan = 3.880.000 kg/jam x $10^{-6}$ x 27

= 105 kg/jam

5. *Sand Filter*

Air yang keluar dari *clarifier* masih mengandung partikel halus yang dapat dipisahkan dengan penyaringan. Filter yang digunakan adalah jenis *sand filter* dengan menggunkan pasir kasar dan halus. Lalu air yang telah disaring ditampung kedalam dua buah tangka, yaitu *filtered water storage tank* yang berfungsi untuk menampung air yang digunakan untuk keperluan sehari-hari dipabrik dan di perkantoran. Untuk air proses masih di perlukan pengolahan lebih lanjut, yaitu proses *softener* dan daerasi. Untuk air domestic, laboratorium, kantin dan tempat ibadah serta poliklinik dilakukan klorinasi, yaitu mereaksikan air dengan klor untuk membunuh kuman-kuman didalam air. Klor yang digunakan berupa kaporit $Ca(CIO)_2$. Khusus untuk air minum, setelah dilakukan proses klorinasi diteruskan ke penyaring air (*water treatment system )* sehingga air yang keluar merupakan air yang sehat dan memenuhi syarat-syarat air minum.

Total kebutuhan air yang memerlukan proses klorinasi = 6.127,85 kg/jam

Kaporit yang digunakan mengandung klorin 70%

Kebutuhan klorin = 20 ppm dari berat air

Total kebutuhan kaporit = ($20.10^{-6}$ x 6127,85)/70% = 0,175 kg/jam

Air yang digunakan sebagai air umpan *boiler* atau *boiler feed water* (BWF) harus di proses lebih lanjut, diantaranya:

1. Unit Demineralisasi Air

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan mineral-mineral yang terkandung dalam air seperti $Ca^{2+}$, $Mg^{2+}$, $K^{+}$, $Fe^{2+}$, $Al^{3+}$, $HCO^{3-}$, $SO_4$, $Cl^{-}$ dan lain-lain, dengan bantuan resin. Air yang di peroleh adalah air bebas mineral yang akan di proses lebih

lanjut menjadi air umpan boiler (*boiler feed water*). Demineralisasi diperlukan karena air umpan ketel memerlukan syarat-syarat sebagai berikut:

a. Tidak menimbulkan kerak pada ketel maupun pada *tube* alat penukar panas jika *steam* digunakan sebagai pemanas. Kerak akan mengakibatkan turunnya efisiensi operasi bahkan menyebabkan tidak beroperasi sama sekali.
b. Bebas dari semua gas-gas yang mengakibatkan terjadinya korosi terutama gas $O_2$ dan $CO_2$.

Air dari *filtered water storage tank* diumpankan ke *carbon filter* yang berfungsi untuk menghilangkan gas klorin, warna, bau serta zat-zat organic lainnya. Air yang keluar dari *carbon filter* diharapkan mempunyai pH sekitar 7,0-7,5. Selanjutnya air tersebut diumpankan kedalam *cation exchanger* yang berfungsi menukar ion-ion positif atau kation ($Ca^{2+}$, $Mg^{2+}$, $K^{+}$, $Fe^{2+}$, $Mn^{2+}$, $Al^{3+}$) yang ada dalam air umpan. Alat ini sering disebut *softener* yang mengandung resin jenis *Strong Acid Cation Resin* (SACR) dimana kation-kation dalam umpan akan ditukar dengan ion $H^{+}$ yang ada pada SACR.

Akibat tertukarnya ion $H^{+}$ dari resin kation-kation yang ada dalam air umpan, maka air keluaran *cation exchanger* mempunyai pH yang rendah (3,7) dan *Free Mineral Acid* (FMA) yaitu $CaCO_3$ sekitar 12 ppm. FMA merupakan salah satu parameter untuk mengukur tingkat kejenuhan resin (*exhausted resin)*. Pada operasi, normal FMA stabil sekitar 12 ppm, apabila FMA turun berarti resin telah jenuh sehingga perlu diregenerasi.

Air keluaran *cation exchanger* kemudian diumpankan kedalam *anion exchanger* yang berfungsi sebagai alat penukar anion-anion ($HCO_3^{-}$, $SO_4^{2+}$, $Cl^{-}$, $NO_3^{-}$ dan $CO_3^{-}$) yang terdapat didalam air umpan. Didalam *anion exchanger* mengandung resin jenis *Strong Base Anion Resin* (SBAR) dimana anion-anion dalam air umpan akan ditukar dengan ion $OH^{-}$ yang berasal dari SBAR. Dengan menukar anion-anion dari umpan tersebut, maka ion $H^{+}$ dari asam-asam yang terkandung didalam umpan *exchanger* menjadi bebas kemudian berikatan dengan $OH^{-}$ yang lepas dari resin mengakibatkan

terjadinya netralisasi sehingga pH air keluar, *anion exchanger* kembali normal dan ada penambahan konsentrasi $OH^-$ dengan pH akan cenderung basa.

Batasan yang diizinkan pH (8,8-9,1), kandungan Na 0,08-2,5 ppm dan 0,01 ppm. Kandungan silica pada air keluaran *anion exchanger* merupakan kriteria sebagai titik tolak bahwa resin telah jenuh (12 ppm). Resin diregenerasi menggunakan larutan NaOH 4%. Air krluaran unit *cation* dan *anion exchanger* ditampung dalam *demineralizer water storage* sebagai penyimpanan sementara sebelum diproses lebih lanjut di *daerator*.

a. Penukar Kation (*(Cation Exchanger)*

Penukar kation berfungsi untuk mengikat logam-logam alkali dan mengurangi kesadahan air yang digunakan. Proses yang terjadi adalah pertukaran antara kation Ca, Mg dan kation lain yang larut dalam air dengan kation resin. Resin yang digunakan bertipe *gel* dengan merek IRR-122 (Lorch, 1981).

**Perhitungan Kesadahan Air**

Air sungai Bontang, Kalimantan Timur mengandung kation $Hg^{2+}$, $Ba^{2+}$, $Fe^{2+}$, $Cd^{2+}$, $Mn^{2+}$, $Ca^{2+}$, $Mg^{2+}$, $Zn^{2+}$, $Cu^{2+}$ dan $Pb^{2+}$. MMasing-masing 0,001 ppm, 0,1 ppm, 0,028 ppm, 0,01 ppm, 0,028 ppm, 0,008 ppm, 0,03 ppm, 0,01 ppm, 200 ppm dan 100 ppm).

1 gr/gal = 17,1 ppm

Total kesadahan kation =(0,001 + 0,1 + 0,028 + 0,01 + 0,028 + 0,008 + 0,03 + 0,01 + 200 + 100) ppm

= 300,215 ppm/17,1 ppm

= 17,5564 gr/gal

1 kg = 0,264172 gal

Jumlah air yang diolah = 3.880.000 kg/jam = 1..030.000 gal/jam

Kesadahan air = 1.030.000 gal/jam x 17,5564 gr/gal x $\frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}}$

= 18.000.000 gr/jam

= 18.000 kg/jam

Volume resin yang diperlukan:

Total kesadahan air = 18.000 kg/jam

Dari Tabel 12.2 *The Nalco Water Handbook* (1992) diperoleh:

Kapasitas resin = 20 $ft^3$

Kebutuhan regnerant = 6 lb $H_2SO_4$

Jadi kebutuhan resin = 900 $ft^3$

Tinggi resin = 287 ft

Tinggi minimum resin adalah 30 in =2,5 ft .( Tabel 12.2 *The Nalco Water Handbook* (1992))

Sehingga volume yang dibutuhkan = 900 $ft^3$

Waktu regenerasi = 1 jam

Kebutuhan regnerant $H_2SO_4$ = 18.000 kg/jam x $\frac{6ft3}{20\ ft3}$

= 5.400 lb/jam

= 2,450 kg/jam

b. Penukar Anion (*Anion Exchanger)*

Penukar anion berfungsi untuk menukar anion yang terdapat dalam air dengan ion hidroglikol dari resin. Resin yang digunakan bermerek IRA-410 (Lorch, 1981).

**Perhitungan Kesadahan anion**

Air sungai Bontang, Kalimantan Timur mengandung anion $F^-$, $Cl^-$, $NO_2^-$, $NO_3^-$, $SO_3^-$, $CN^-$, $SO_4^{2-}$ dan $H_2SO_4^-$. Masing-masing 0,001 ppm, 60 ppm, 0,028 ppm, 0,074 ppm, 0,05 ppm, 0,01 ppm, 42 ppm dan 0,002 ppm.

1 gr/gal = 17,1 ppm

Total kesadahan anion = (0,001 + 60 +0,028+0,074+0,05+0,01+42 +0,002)ppm

= 102 ppm/17,1 ppm

= 5,9649gr/gal

1 kg = 0,264172 gal

Jumlah air yang diolah = 3.873.000 kg/jam = 1.020.000 gal/jam

Kesadahan air = 1.020.00- gal/jam x 5,9649 gr/gal x $\frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ gr}}$

= 6.100 kg/jam

Volume resin yang diperlukan:

Total kesadahan air = 6.100 kg/jam

Dari Tabel 12.2 *The Nalco Water Handbook* (1992) diperoleh:

Kapasitas resin = 12 kg/ft

Kebutuhan regnerant = 5 lb $H_2SO_4$ /$ft^3$ resin

Jadi kebutuhan resin = 509 $ft^3$/jam

Tinggi resin = 162 ft

Tinggi minimum resin adalah 30 in = 2,5 ft.( Tabel 12.2 *The Nalco Water Handbook* (1992))

Sehingga volume yang dibutuhkan = 509

Waktu regenerasi = 1 jam

Kebutuhan regnerant NaOH = 6.100 kg/jam x$\frac{5\ lb/ft3}{12\ kg/ft}$

= 2453,46 lb/jam

= 1.150 kg/jam

**2. Unit *Polisher***

Hampir sebagian hasil kondensasi *steam* (80%) yang digunakan pada alat-alat proses dan pembangkit tenaga dikembalikan untuk digunakan kembali sebagai air umpan *boiler (condensate return system)*. Kondensat ini biasanya akan membawa produk-produk korosi sepanjang perpipaan. Hal ini dimungkinkan karena masih terdapat kontaminan-kontaminan yang terdapat dalam *steam* kondensat maupun kemungkinan adanya kebococran didalam sistem air pendingin. Kontaminan dalam *steam* kondensat menyebabkan korosi meningkat maka kondensat ini perlu diolah sebelum digunakan sebagai umpan *boiler* diunit *polisher* untuk mengurangi atau mengambil ion-ion produk yang terbawa ke dalam kondensat.

Produk korosi sebagian besar berupa ion-ion besi dan tembaga, maka yang digunakan untuk menukar ion-ion Fe dan Cu *hardness* (Ca, Mg) yang terlarut. Apabila resin telah jenuh maka diregenerasi menggunakan NaCl. Pross regenerasi resin *polisher* mempunyai pengaruh yang sangat penting terhadap kualitas air yang akan diolah khususnya adanya siklus sodium. Air yang keluar dari unit *polisher* selanjutnya dikirim bersama air dari unit *demineralisasi* untuk diolah diunit *daerator* (Nurhalimah, 2017).

**3. Unit *Daerator***

*Daerator* berfungsi untuk memanaskan air yang keluar dari alat penukar ion *(ion exchanger)* dan kondensat bekas sebelum dikirim sebagai air umpan ketel. Pada *daerator* ini , air dipanaskan hingga $90^oC$ supaya gas-gas yang terlarut dalam air seperti $O_2$ dan CO dapat dihilangkan, sebab gas-gas tersebut dapat menyebabkan korosi. Pemanasan digunakan dengan menggunakan koil pemanas didalam *daerator*.

## 7.5 Kebutuhan Bahan Kimia

1. Alumina Sulfat ($Al_2(SO_4)_3$)

Alumina sulfat berfungsi untuk membentuk gumpalan-gumpalan dari pertikel yang tersuspensi dalam air. Bila alum dikontakkan dengan air maka akan terjadi hidrolisa yang menghasilkan aluminium hidroksida dan asam sulfat. Reaksi yang terjadi adalah:

$Al_2(SO_4)_3.\ 18H_2O + 6\ H_2O \rightarrow 2Al(OH)_3 + H_2SO_4 + 18H_2O$…….(7.3)

2. Kaustik Soda (NaOH)

Kaustik soda berfungsi untuk menetralkan asam akibat reaksi pada proses sebelumnya. Konsentrasi yang ditambahkan bergantung pada keasaman larutan pH diharapkan antara 6-8. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$H_2SO_4 + NaOH \rightarrow Na_2SO_4 + 2H_2O$…….(7.4)

3 Asam Sulfat ($H_2SO_4$)

Asam sulfat berfungsi untuk menyerap atau mengikat ion-ion negative yang terdapat dalam air yang keluar dari demineralizer. Reaksi yang terjadi adalah:

$H_2SO_4 + 2R = N\text{-}OH \rightarrow (R=N)_2SO_4 + 2H_2O$……(7.5)

4. Kaporit ($CaCl_2$)

Kaporit berfungsi untuk mensterilkan air dengan membunuh kuman, bakteri dan virus dalam air. Reaksi yang terjadi adalah:

$CaCl_2 + 2H_2O \rightarrow Ca(OH)_2 + 2HCl + 2O_2$……(7.6)

## 7.6 Kebutuhan Listrik

Pada prarancangan pabrik formaldehid kebutuhan akan tenaga listrik dipenuhi dari PLTU dan generator sebagai cadangan. Generator yang digunakan adalah generator arus bolak-balik dengan pertimbangan:

1. Tenaga listrik yang dihasilkan cukup besar
2. Tegangan dapat dinaikkan atau diturunkan sesuai dengan kebutuhan menggunakan transformator
3. Jenis generator yang digunakan yaitu generator AC yang mempunyai keuntungan:
   a. Tenaga listrik stabil
   b. Daya kerja lebih besar
   c. Kawat penghantar yang digunakan lebih sedikit

Kebutuhan listrik unit proses, utilitas dan penunjang dapat dilihat pada Tabel 7.4, Tabel 7.5 dan Tael 7.6

**Tabel 7.4** Kebutuhan Listrik Pada Unit Proses

| No | Alat | Kebutuhan Daya (hp) |
|---|---|---|
| 1. | Pompa (P-100) | 10,434 |
| 2. | Pompa (P-101) | 6,571 |
| 3. | Pompa (P-102) | 7,4138 |
| 4. | Kompressor (K-100) | 4,595 |
| **Total** | | **29,0138** |

**Tabel 7.5 Kebutuhan Listrik Pada Unit Utilitas**

| No | Alat | Kebutuhan Daya (hp) |
|---|---|---|
| 1. | Pompa Air Sungai (P-101) | 204,6056 |
| 2. | Pompa menuju *Clarifier* (P-102) | 204,6056 |
| 3. | Tangki $Al_2(SO_4)3$ (TP-101) | 14,55 |
| 4. | Tangki $Al_2(SO_4)3$ (P-104) | 0,0037 |
| 5. | Tangki pelarut $Na_2(CO)_3$ (TP-102) | 8,74 |
| 6. | Pompa Pelarut $Na_2(CO)_3$ (TP-103) | 0,0018 |
| 7. | Pompa masuk *sandfilter* (P-105) | 204,6056 |
| 8. | Pompa Keluaran *sandfilter* (P-106) | 204,6056 |
| 9. | Pompa Tangki Air Utama (P-107) | 2,5291 |
| 10. | Pompa Pelarut $H_2SO4$ | 0,0994 |
| 11. | Pompa menuju *anion exchanger* (P-109) | 0,0165 |
| 12 | Tangki Pelarut NaOH | 3,0453 |
| 12. | Pompa NaOH (P-110) | 0,0388 |
| 13. | Pompa menuju penampungan sementara (P-111) | 7,6122 |
| 14. | Pompa menuju dearator (P-118) | 11,138 |
| 15. | Pompa keluaran dearator (P-112) | 0,5517 |
| 16. | Pompa masuk *cooling tower* (P-114) | 3,922 |
| 18. | Pompa keluaran *cooling tower* (P-114) | 3,922 |

| | | |
|---|---|---|
| 19. | Pompa masuk air tangki air domestik (P-115) | 0,1628 |
| 20. | Tangki pelarut kaporit (TP-105) | 0,033 |
| 21 | Pompa larutan kaporit (TP-116) | 0,000000235 |
| 22. | Pompa keluaran penampungan air domestik (P-117) | 0,1628 |
| **Total** | | **874,9515** |

Total kebutuan listrik unutk keperluan proses dan utilitas adalah 874,9515 hp. Diperkirakan kebutuhan Listrik untuk alat terdeskripsikan adalah 10% dari total keseluruhan sbesar 903,9653 hp, sehingga total kebutuahn Listrik adalah 90,3965 hp,sehingga total kebutuhan Listrik adalah 994,3618 hp atau 741,7793 kw. Penentuan besaran tenaga Listrik unutk penerangan digunakan persamaan berikut

L= $\frac{AxF}{UxD}$……(7.1)

Keterangan :

L = Lumen per alat

A = Luas area

F = Foot candle yang diperkirakan (Tabel 13, *Peryy's Handbook* edisi 3)

U = Koefisisn utilitas (Tabel 16, *Peryy's Handbook* edisi 3)

D = eefesiensi lampu yang diharapkan (Tabel 16, *Peryy's Handbook* edisi 3)

Kebutuhan Listrik untuk penerangan dapat dilihat pada Tabel 7.6

**Tabel 7.6** Kebutuhan Listrik pada unit penunjang

| **No** | **Nama Bangunan** | **Luas ($m^2$)** | **Luas ($ft^{2)}$** | **F** | **U** | **D** | **Lumen** |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Area proses | 21.000 | 226063 | 10 | 0,59 | 0,75 | 2873681 |
| 2 | Areal produk | 1.500 | 16147,4 | 10 | 0,51 | 0,75 | 237461 |
| 3 | Bengkel | 500 | 5382,45 | 10 | 0,51 | 0,75 | 79153,7 |
| 4 | Area Bahan Baku | 800 | 8611,92 | 10 | 0,59 | 0,75 | 109474 |
| 5 | Pengolahan Limbah | 500 | 5382,45 | 5 | 0,75 | 0,75 | 26912,3 |

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 6 | Laboratorium | 500 | 5382,45 | 10 | 0,56 | 0,75 | 72086,4 |
| 7 | Stasiun Operator | 600 | 6458,94 | 10 | 0,59 | 0,75 | 82105,4 |
| 8 | Pengolahan Air | 1.500 | 16147,4 | 10 | 0,59 | 0,75 | 205263 |
| 9 | Ruang Boiler | 600 | 6458,94 | 10 | 0,1 | 0,75 | 484421 |
| 10 | Pembangkit listrik | 2.000 | 21529,8 | 10 | 0,59 | 0,75 | 273684 |
| 11 | Unit Pemadam Kebakaran | 1.200 | 12917,9 | 10 | 0,51 | 0,75 | 189969 |
| 12 | Perpustakaan | 1.500 | 16147,4 | 5 | 0,51 | 0,75 | 118731 |
| 13 | Kantin | 600 | 6458,94 | 10 | 0,51 | 0,75 | 94984,4 |
| 14 | Parkir | 700 | 7353,43 | 10 | 0,49 | 0,75 | 115338 |
| 15 | Perkantoran | 2.100 | 22606,3 | 20 | 0,6 | 0,75 | 565157 |
| 16 | Daerah Evakuasi | 1.200 | 12917,9 | 15 | 0,6 | 0,75 | 242210 |
| 17 | Pos keamanan | 200 | 2152,98 | 10 | 0,42 | 0,75 | 38446,1 |
| 18 | Aula | 500 | 5382,45 | 5 | 0,59 | 0,75 | 34210,5 |
| 19 | Tempat Ibadah | 1.500 | 16147,4 | 10 | 0,55 | 0,75 | 220191 |
| 20 | Poliklinik | 900 | 9688,41 | 10 | 0,56 | 0,75 | 129755 |
| 21 | Perumahan Karyawan | 15.500 | 166856 | 10 | 0,6 | 0,75 | 2085699 |
| 22 | Taman | 700 | 7535,43 | 5 | 0,55 | 0,75 | 51377,9 |
| | Total | | | | | | 83.30310 |

Untuk semua area bangunan direncanakan menggunakan lampu TL 40 Watt. Dimana lumen autput tiap lampu instan *starting daylight* 40 watt adalah 1.960 lumen.

Jadi total jumlah lampu yang digunakan = 83.30310/1960

= 4250,16 buah

Sehingga total baiaya penerangan = 4250 x 40 W

= 170006 W

= 170,006 kW

Sementara kebutuhan listrik untuk AC diperikirakan menggunakan listrik sebesar 12,000 kW serta kebutuhan unttuk isntrumentasi diperikrakan sebesar 10.000 Watt atau sebesar 10 Kw. Pabrik formaldehid secara keseluruhan dapat dilihat pada Tabel 7.7.

**Tabel 7.7** Kebutuhan Listrik Keseluruhan

| **Kebutuhan** | kw |
|---|---|
| Listrik unutk keperluan proses dan utilitas | 741,7793 |
| Listrik untuk perancangan | 170,006 |
| Listrik untuk AC | 12.000 |
| Listrik untuk instrumentasi | 10,0000 |
| Total | 933,7853 |

Generator yang digunakan sebagai sumber energi listrik mempunyai efisiensi 80% sehingga generator yang disiapkan harus mempunyai ouput sebesar:

Maka:

= 933,7853 kW/0,8

= 1167,25 kW

Ditetapkan input generator 2000 kW, sehingga masih ada sisa 1167,25 kW yang dapat digunakan untuk keperluan lainnya.

## 7.7 Kebutuhan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan untuk ketel uap dan pembangkit tenaga listrik (generator) adalah minyak solar karena minyak solar mempunyai nilai bakar yang tinggi

Keperluan Bahan Bakar Generator :

Nilai bahan bakar solar = 19.860 Btu/lb (Perry,1999)

Densitas bahan bakar = 0,89 kg/liter = 1,9620 lb/ liter

Daya output generator = 1.167,2499 kW

Daya generator yang dihasilkan = 1.167,2499 kW x 0,9478 Btu/s x 3600

= 3.982.750 btu/jam

Jumlah bahan bakar = (3.982.750 btu/jam /19.860 Btu/lb)

= 200,5412 lb/jam

| | |
|---|---|
| Kebutuhan solar | = (200,5412 lb/jam)/( 1,9620 lb/ liter) |
| | = 102,2126 liter/jam |
| Keperluan Bahan Bakar Boiler: | |
| Uap yang dihasilkan ketel uap | = 2874,5 kg/jam = 6338,273 lbm/jam |
| Kalor laten *saturated steam* (300 C) | = 1102,297 btu/lb (Geankoplis,1978) |
| Panas yang dibutuhkan ketel | = 6338,273 lbm/jam x 1102,297 btu/lb |
| | = 6.986.542 btu/jam |
| Efisiensi ketel uap (85%) | = 0,85 |
| Panas yang harus di suplai | = 6.986.542 btu/jam /0,85 |
| | = 8.219.460,593 btu/jam |
| Jumlah bahan bakar boiler | = 8.219.460,593 btu/jam / 9.0883 Btu/kg |
| | = 904,4 kg/jam |
| Kebutuhan solar | = 904,4 kg/jam/0,89 kg/liter |
| | = 1016,18 liter/jam |
| Jadi, total kebutuhan solar | = 102,2126 liter/jam +1016,18 liter/jam |
| | = 118,3927 liter/jam |

## 7.8 Pengolahan Limbah

Limbah yang dihasilkan dari pabrik Formaldehid ini di klarifikasikan menjadi dua, yaitu Buangan Cair dan Buangan Padat. Dalam penanganannya didasarkan pada jenis buangannya :

1. Pengolahan buangan cair Air buangan dari pabrik Formaldehid ini berupa:

a) Unit Pengolahan air buangan Air buangan sanitasi yang berasal dari seluruh toilet di kawasan pabrik dan air limbah proses dikumpulkan dan diolah dalam unit stabilisasi dengan menggunakan lumpur aktif, aerasi dan desinfektan Ca-*hypoclorite.*

b) Air berminyak dari mesin proses Air berminyak berasal dari buangan pelumas pada pompa dan alat lain. Pemisahan dilakukan berdasarkan perbedaan berat jenisnya. Minyak dibagian atas dialirkan ke penampungan minyak dan pengolahannya dengan

pembakaran di dalam tungku pembakar, sedangkan air dibagian bawah dialirkan ke penampungan akhir kemudian dibuang.

c) Air sisa Proses Limbah cair sisa proses merupakan limbah yang dihasilkan dari kegiatan proses produksi. Air sisa proses tersebut dinetralkan di dalam kolam penetralan. Penetralan dilakukan dengan menggunakan larutan $H_2SO_4$ jika pH buangannya lebih dari 7,0 dengan menggunakan larutan NaOH jika pH buangannya kurang dari 7,0. Air yang netral dialirkan ke kolam penampungan akhir

2. Pengolahan Buangan Padat Limbah padat yang dihasilkan berasal dari limbah domestik dan IPAL. Limbah domestik berupa sampah-sampah dari keperluan sehari-hari seperti kertas dan plastik, sampah tersebut ditampung di dalam bak penampung dan selanjutnya dikirim ke tepat pembuangan akhir (TPA). Limbah yang berasal dari IPAL diurug di dalam tanah yang dindingnya dilapisi dengan *clay* (tanah liat) agar apabila limbah yang dipendam termasuk berbahaya tidak menyebar ke lingkungan sekitarnya

## 7.9 Laboratorium

Laboratorium memiliki peranan sangat besar di dalam suatu pabrik untuk memperoleh data-data yang diperlukan. Data-data tersebut digunakan untuk evaluasi unit-unit yang ada, menentukan tingkat efisiensi dan untuk pengendalian mutu. Pengendalian mutu atau pengawasan mutu didalam suatu pabrik pada hakekatnya dilakukan dengan tujuan mengendalikan mutu produk yang dihasilkan agar sesuai dengan standar yang ditentukan mulai bahan baku saat proses berlangsung dan juga pada hasil atau produk. Pengendalian rutin dilakukan untuk menjaga kadar kualitas dari bahan baku dan produk yang dihasilkan sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Dengan pemeriksaan secara rutin juga dapat diketahui analisa produk tidak sesuai dengan yang diharapkan maka dengan mudah dapat diketahui dan diatasi. Laboratorium berada dibawah bidang teknik dan perekayasaan yang mempunyai tugas pokok antara lain:

1. Sebagai pengontrol kualitas bahan baku dan pengontrol kualitas produk

2. Sebagai pengontrol terhadap proses produksi

3. Sebagai pengontrol terhadap mutu air pendingin, air umpan boiler dan lainlain yang berkaitan langsung dengan proses produksi.

Laboratorium melaksanakan kerja 24 jam sehari dalam kelompok kerja *shift* dan *non shift.*

1. Kelompok Shift Kelompok ini melaksanakan tugas pemantauan dan analisa-analisa rutin terhadap proses produksi. Dalam melaksanakan tugasnya, kelompok ini menggunakan sistem bergilir, yaitu sistem kerja *shift* selama 24 jam dengan dibagi menjadi 3 *shift* dalam 4 regu kerja. Masing-masing *shift* bekerja selama 8 jam.
2. Kelompok *non shift* Kelompok ini mempunyai tugas analisa khusus yaitu analisa yang sifatnya tidak rutin dan menyediakan reagen kimia yang diperlukan di laboratorium. Dalam rangka membantu kelancaran pekerjaan kelompok shift, kelompok ini melaksanakan tugasnya dilaboratorium utama dengan tugas antara lain:

a) Menyediakan reagen kimia untuk analisa laboratorium
b) Melakukan penelitian atau percobaan untuk membantu kelancaran produksi

# BAB VIII
# LOKASI DAN TATA LETAK PABRIK

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

Lokasi suatu pabrik dapat mempengaruhi kedudukan pabrik dalam pesaingan. Penentuan lokasi pabrik yang tepat tidak semudah yang diperkirakan, banyak faktor yang dapat mempengaruhi. Idealnya, lokasi yang dipilih harus dapat memberikan keuntungan untuk jangka panjang dan dapat memberikan kemungkinan untuk memperluas pabrik.

Lokasi pabrik yang baik akan menentukan hal-hal sebagai berikut:

1. Kemampuan untuk melayani konsumen.
2. Kemampuan untuk mendapatkan bahan mentah yang berkesinambungan dan harganya sampai ditempat relative murah.
3. Kemudahan untuk mendapatkan tenaga karyawan. Oleh karenanya, pemilihan tempat bagi berdirinya suatu pabrik harus memperhatikan beberapa faktor yang berperan yaitu faktor utama dan faktor khusus.

## 8.1 Lokasi Pabrik

Penentuan lokasi pabrik sangat menentukan kemajuan dan kelangsungan dari industri, baik pada masa sekarang maupun pada masa yang akan datang, karena hal ini berpengaruh terhadap faktor produksi dan distribusi dari pabrik yang didirikan. Pemilihan yang tepat mengenai lokasi pabrik harus memberikan suatu perhitungan biaya produksi dan distribusi yang minimal serta pertimbangan sosiologi yaitu pertimbangan dalam mempelajari sikap dan sifat masyarakat disekitar lokasi pabrik.

Berdasarkan faktor-faktor tersebut, maka Pabrik *Formaldehid* Dari *Metanol* dan *Oksigen* ini direncanakan berlokasi di daerah Bontang Provinsi Kalimantan Timur.

**Gambar 8.1** Peta Lokasi Pabrik (*Google Maps*, 2024).

Penentuan lokasi pabrik perlu memperhatikan beberapa faktor. Faktor-faktor yang mempengaruhinya adalah bahan baku, pemasaran, utilitas, tenaga kerja, transportasi, kebijakan pemerintah dan keadaan masyarakat:

1. Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku untuk memproduksi formaldehid adalah metanol yang diperoleh dari PT Kaltim Metanol Industri, sedangkan oksigen didapat dari PT Aneka Gas Industri. Dengan pertimbangan dekat dengan bahan baku tersebut maka biaya transportasi bahan baku dapat dihemat.

2. Pemasaran

Produk formaldehid digunakan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Umumnya formaldehid merupakan bahan baku penunjang yang banyak digunakan dibidang industri, terutama industri *plywood*, *melamin formaldehid, tryoxane,* fenol formaldehid, urea formaldehid dan bahan baku dalam pembuatan senyawa kimia lainnya. Industri tersebut tersebar diseluruh penjuru Kalimantan Timur, Jawa Barat, hingga Jawa Timur. Sehingga, pemilihan lokasi Bontang juga dapat memberikan keuntungan dimana distribusi pasar sangat strategis dan dapat mengurangi biaya transportasi. Produk formaldehid juga akan di ekspor yang kebanyakan digunakan

untuk amino resin (34%), *phenolic resin* (13%), *polyacetal resins* (9%), dan sebagian kecil digunakan *untuk paraformaldehid, hexamine, dan pentaerythritol*.

3. Transportasi

Sistem transportasi merupakan faktor penunjang yang dapat mempermudah pengadaan bahan baku dan pemasaran produk. Sistem transportasi di daerah ini, meliputi transportasi udara dan air yang relatif mudah dan sudah tersedia bagi kepentingan umum. Dimana transportasi air dapat melalui pelabuhan Bontang yang dapat melakukan pengiriman ekspedisi dalam skala besar dan pada transportasi udara dapat menggunakan Bandar Udara Samarinda.

4. Penyediaan utilitas

Lokasi pabrik yang akan dibangun berada dalam kawasan industri. Sehingga air, listrik dan bahan bakar didaerah ini mudah diperoleh. Kebutuhan air untuk proses dan keperluan lainnya tersedia dari sumber air didaerah tersebut baik dari sungai/mata air atau laut, misalnya selat malaka. Penyediaan prasarana tenaga listrik dan generator dapat disediakan di pabrik.

5. Tenaga Kerja

Melihat keberadaan dan kemampuan tenaga ahli di bidang kimia di Indonesia yang begitu banyak, maka akan menjamin terlaksananya pendirian pabrik produksi formaldehida di Indonesia. Tenaga kerja yang dipekerjakan di pabrik ini utamanya berasal dari Bontang, Kalimantan timur yang akan mencukupi kebutuhan kerja baik sebagai tenaga kerja ahli maupun sebagai buruh kasar dan merambah ke daerah lain apabila diperlukan.

6. Kebijakan Pemerintah

Kalimantan Timur merupakan kawasan industri yang diduduki oleh berbagai industri besar sehingga pemerintah akan memberikan jalan mudah bagi industri yang baru merintis seperti hal perizinan maupun hal administratif lainnya dikemudian hari.

7. Keadaan Masyarakat

Masyarakat didaerah industri akan terbiasa untuk menerima kehadiran suatu pabrik didaerahnya. Selain itu, masyarakat juga akan mengambil keuntungan dengan pendirian pabrik ini antara lain adanya lapangan pekerjaan ataupun dapat

membuka usaha kecil di sekitar lokasi pabrik.

## 8.2 Tata Letak Pabrik

Tata letak pabrik adalah suatu perencanaan dan pengintegrasian aliran dari komponen–komponen produksi suatu pabrik, sehingga diperoleh suatu hubungan yang efisien dan efektif antara operator, peralatan, dan gerakan material proses dari bahan baku menjadi produk. Tata letak suatu pabrik memainkan peranan penting dalam menentukan biaya konstruksi, biaya produksi, serta efisiensi keselamatan kerja. Oleh karena itu, tataletak pabrik harus disusun secara cermat untuk menghindari kesulitan di kemudian hari. Beberapa faktor yang perlu dipertimbangkan pada penyusunan tata letak pabrik pembuatan *Formaldehid* dari Metanol dan Oksigen dengan mengunakan proses ini adalah:

1. Kemungkinan perluasan pabrik dan penambahan bangunan,

Area perluasan pabrik direncanakan sejak awal agar masalah kebutuhan tempat tidak timbul dimasa yang akan datang. Sejumlah area khusus perlu disiapkan untuk perluasan pabrik, penambahan peralatan untuk menambah kapasitas ataupun untuk mengolah produknya sendiri keproduk yang lain.

2. Keamanan

Keamanan terhadap kemungkinan adanya bahaya kebakaran, ledakan, asap/gas beracun harus benar- benar diperhatikan dalam penentuan tataletak pabrik. Untuk itu harus dilakukan penempatan alat- alat pengaman.Tangki penyimpanan bahan baku ataupun produk berbahaya harus diletakkan di area khusus serta perlu adanya jarak antar bangunan satu dengan yang lain, guna memberikan ruang yang leluasa untuk keselamatan.

3. Luas Area yang Tersedia

Pemakaian tempat disesuaikan dengan area yang tersedia. Jika harga tanah tinggi maka diperlukan efesiensi dalam pemakaian ruangan hingga peralatan tertentu diletakkan diperalatan lain atau pun lantai ruangan diatur sedemikian rupa agar menghemat tempat.

4. Instalasi dan Utilitas

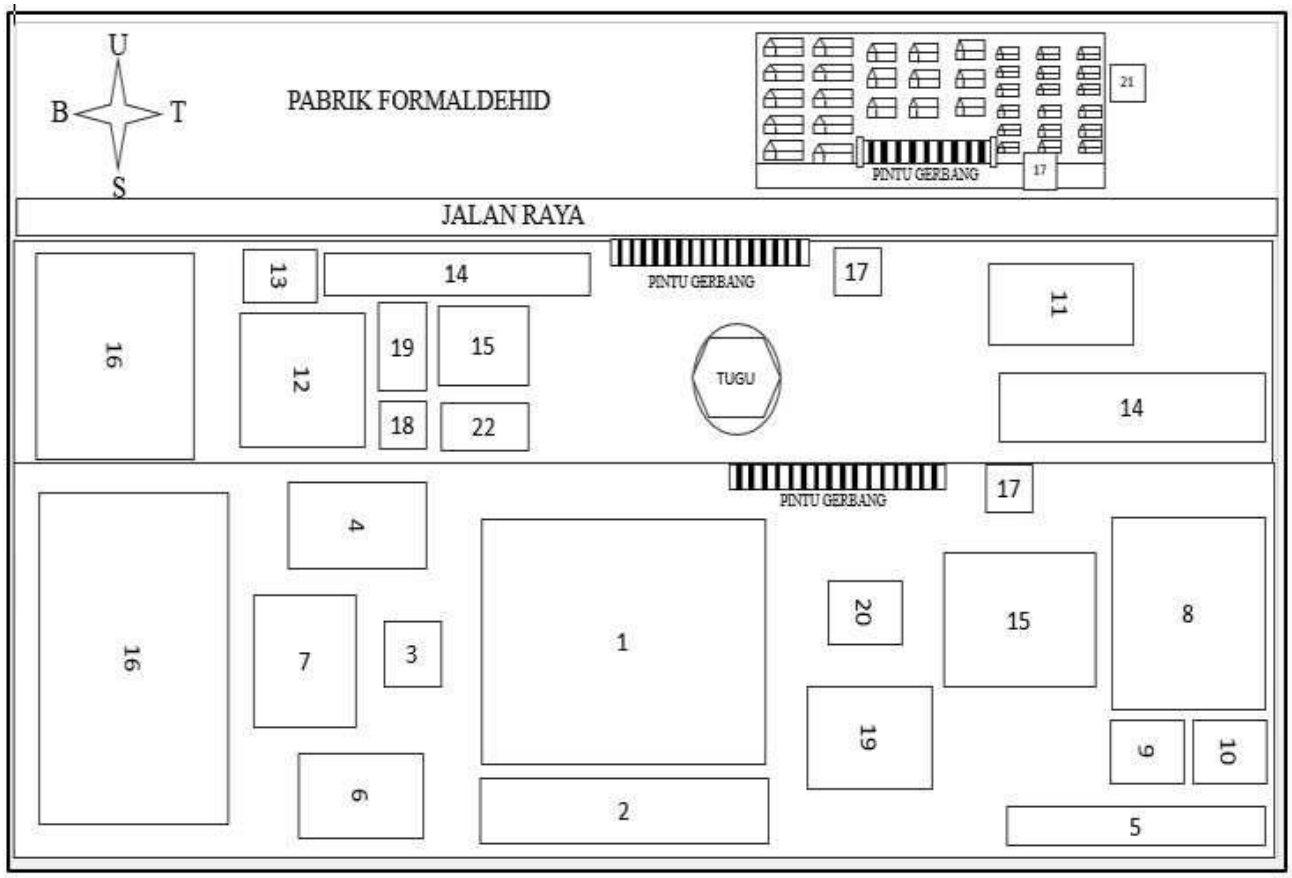
Pemasangan dan distribusi yang baikdari gas, udara, steam, listrik akan membantu kemudahan kerja dan perawatannya. Penempatan alat proses sedemikian rupa sehingga petugas dapat dengan mudah mencapainya dan dapat menjamin kelancaran operasi serta memudahkan perawatannya.

*Lay-out* tataletak pabrik Formaldehid dapat dilihat pada Gambar 8.2. Sedangkan perincian penggunaan tanah (lahan) dapat dilihat pada Tabel 8.1.

**Tabel 8.1** Perincian Penggunaan Lahan

| No | Nama Bangunan | Luas ($m^2$) |
|---|---|---|
| 1 | Area proses | 21.000 |
| 2 | Areal produk | 1.500 |
| 3 | Bengkel | 500 |
| 4 | Area Bahan Baku | 800 |
| 5 | Pengolahan Limbah | 500 |
| 6 | Laboratorium | 500 |
| 7 | Stasiun Operator | 600 |
| 8 | Pengolahan Air | 1.500 |
| 9 | Ruang Boiler | 600 |
| 10 | Pembangkit listrik | 2.000 |
| 11 | Unit Pemadam Kebakaran | 1.200 |
| 12 | Perpustakaan | 1.500 |
| 13 | Kantin | 600 |
| 14 | Parkir | 700 |
| 15 | Perkantoran | 2.100 |
| 16 | Daerah Evakuasi | 1.200 |
| 17 | Pos keamanan | 200 |
| 18 | Aula | 500 |
| 19 | Tempat Ibadah | 1.500 |
| 20 | Poliklinik | 900 |
| 21 | Perumahan Karyawan | 15.500 |
| 22 | Taman | 700 |
| **Total** | | **56.100** |

Luas areal antara bangunan diperkirakan 10 % dari luas total = 5.610 $m^2$, Sehingga luas areal seluruhnya adalah 56.100 + 5.610 = 61.710 $m^2$.




| Keterangan Gambar | |
|---|---|
| No | Nama Bangunan |
| 1 | Area Proses |
| 2 | Area Produk |
| 3 | Bengkel |
| 4 | Area Bahan Baku |
| 5 | Pengolahan Limbah |
| 6 | Laboratorium |
| 7 | Stasiun Operator |
| 8 | Pengolahan Air |
| 9 | Ruang Boiler |
| 10 | Pembangkit Listrik |
| 11 | Unit Pemadam Kebakaran |
| 12 | Perpustakaan |
| 13 | Kantin |
| 14 | Parker |
| 15 | Perkantoran |
| 16 | Daerah Perluasan |
| 17 | Pos Satpam |
| 18 | Aula |
| 19 | Tempat Ibadah |
| 20 | Poliklinik |
| 21 | Perumahan Karyawan |
| 22 | Taman |

**Gambar 8.2** *Layout* Pabrik formaldehid

## 8.3 Tata Letak Peralatan Proses

Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam penentuan tata letak peralatan PabrikFormaldehide ini adalah sebagai berikut:

1. Aliran bahan baku dan produk, pengaturan aliran bahan baku dan produk yang tepat dapat menunjang kelancaran dan keamanan produksi.
2. Aliran udara, aliran udara dan ventilasi di sekitar area proses harus lancar agar tidak terjadi stagnasi udara pada tempat yang dapat menyebabkan akumulasi bahan-bahan kimia yang berbahaya.
3. Pencahayaan, penerangan seluruh area pabrik terutama daerah proses harus memadai apalagi pada tempat-tempat yang prosesnya berbahaya sangat membutuhkan penerangan khusus.
4. Lalu lintas manusia, dalam perencanaan tata letak peralatan proses perlu memperhatikan ruang gerak agar dapat mencapai seluruh alat proses denganmudah dan cepat sehingga penanganan khusus seperti kerusakan peralatan alat dapat segera teratasi.
5. Jarak antar alat proses, untuk alat proses bertekanan tinggi atau bersuhu tinggi sebaiknya berjauhan dari alat lainnya agar bila terjadi ledakan atau kebakaran tidak cepat merambat ke alat proses lain.
6. Setiap alat tersusun berurutan menurut fungsinya masing-masing sehingga tidak menyulitkan dalam pengoperasian.
7. Pertimbangan ekonomi, dalam perancangan alat proses perlu diusahakan agar dapat menekan biaya operasi, menjamin kelancaran dan keamanan produksi pabrik yang akhirnya memberikan keuntungan dari segi ekonomi.

# BAB IX
# ORGANISASI PERUSAHAAN

## 9.1 Definisi Organisasi

Organisasi berasal dari kata *organon* dalam Bahasa Yunani yang berarti alat. Menurut Prof. Dr. Prajudi Atmosodirdjo (1976), menuturkan bahwa organisasi adalah struktur tata pembagian kerja dan struktur tata hubungan kerja antara sekelompok pemegang posisi yang bekerja sama secara tertentu untuk bersama-sama mencapai tujuan tertentu (Suhendi & Anggara, 2012).

Organisasi dan manajemen perusahaan merupakan faktor penting yang harus diperhatikan dalam sebuah perusahaan, dikarenakan hal ini akan menentukan kelangsungan dan keberhasilan suatu perusahaan. Manajemen dapat diartikan sebagai sebuah proses yang dilakukan untuk mewujudkan tujuan organisasi melalui rangkaian kegiatan berupa perencanaan, pengorganisasian, pengarahan dan pengendalian orang-orang serta sumber daya organisasi lainnya (Nickels, Mc hugh, 1997).

## 9.2 Bentuk Perusahaan

Bentuk Perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)
Lokasi Pabrik : Bontang, Kalimantan Timur
Lapangan Usaha : Memproduksi Formaldehid
Kapasitas Produksi : 120.000 ton Formaldehid per tahun
Modal : Penanaman modal dalam negeri

Alasan dipilihnya bentuk perusahaan ini berdasarkan beberapa faktor berikut,

1. Mudah untuk mendapatkan modal, yaitu dengan menjual saham perusahaan di pasar modal atau perjanjian tertutup dan meminta dari pihak yang berkepentingan seperti badan usaha atau perseorangan.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sehingga kelancaran produksi hanya dipegang oleh pimpinan perusahaan.

3. Pemilik dan pengurus perusahaan terpisah satu sama lain, pemilik perusahaan adalah para pemegang saham dan pengurus perusahaan adalah direksi beserta stafnya yang diawasi oleh dewan komisaris.
4. Kelangsungan perusahaan lebih terjamin, karena tidak berpengaruh dengan berhentinya pemegang saham, direksi beserta stafnya atau karyawan perusahaan.
5. Efisiensi dari manajemen, para pemegang saham dapat memilih orang yang ahli sebagai dewan komisaris dan direktur utama yang cukup ahli dan berpengalaman.
6. Lapangan usaha lebih luas dimana suatu Perseroan terbatas dapat menarik modal yang besar dari masyarakat, sehingga dengan modal ini PT dapat memperluas usaha.

(Manulang, 1982)

Bentuk badan usaha Prarancangan Pabrik Pembuatan Formaldehid yang direncanakan adalah perusahaan yang berbentuk Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas adalah badan hukum yang didirikan berdasarkan perjanjian, melakukan kegiatan usaha dengan modal dasar yang seluruhnya terbagi dalam saham, dan memenuhi persyaratan yang ditetapkan dalam UU No. 1 tahun 1995 tentang Perseroan Terbatas, serta pelaksanaannya.

A. Syarat-syarat Pendirian Perseroan Terbatas adalah

1. Didirikan oleh dua orang perseroan atau badan hukum.
2. Didirikan dengan akta otentik, yaitu dihadapan komesaris
3. Modal dasar Perseroan, yaitu paling sedikit 20 juta rupiah serta paling sedikit 25 % dari modal dasar harus telah ditempatkan dan telah disetor.

( Rusdji, 1999)

B. Prosedur pendirian Perseroan Terbatas adalah:

1. Pembuatan akta pendirian dihadapan notaris
2. Pengesahan oleh Mentri Kehakiman
3. Pendaftaran Perseroan
4. Pengumuman dalam tambahan berita negara

(Rusdji,1999)

## 9.3 Struktur Organisasi

Struktur organisasi merupakan salah satu faktor penting yang dapat menunjang kelangsungan dan kemajuan perusahaan, karena dengan komunikasi yang terjadi dalam perusahaan akan tercapai kerjasama yang baik antar karyawan. Untuk mendapatkan sistem organisasi yang baik maka perlu diperhatikan beberapa azas yang dapat dijadikan pedoman, antara lain (Widjaja, 2003):

1. Pendelegas wewenang
2. Perumusan tujuan perusahaan dengan jelas
3. Pembagian tugas kerja yang jrlas
4. Kesatuan perintah dan tanggung jawab
5. Sistem control atas kerja yang telah dilaksanakan
6. Organisasi perusahaan yang fleksibel

Dengan berpedoman terhadap asas-asas tersebut, maka dipilih organisasi kerja berdasarkan sistem Line and Staff (garis dan staff). Pada sistem ini, garis wewenang lebih sederhana, praktis dan tegas. Demikian pula dalam pembagian tugas kerja seperti yang terdapat dalam sistem organisasi fungsional, sehingga seorang karyawan hanya akan bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Untuk kelancaran produksi, perlu dibentuk staf ahli yang terdiri dari orang-orang yang ahli dibidangnya. Bantuan pikiran dan nasehat akan diberikan oleh staf ahli kepada tingkat pengawas demi tercapai tujuan perusahaan. Menurut Djoko (2003), ada 2 orang berpengaruh dalam menjalankan organisasi kerja berdasarkan sistem garis dan staff ini, yaitu:

1. Sebagai garis atau lini, yaitu orang-orang yang melaksanakan tugas pokok organisasi dalam rangka mencapai tujuan.
2. Sebagagi staff, yaitu orang-orang yang melakukan tugas sesuai dengan keahliannya, dalam hal ini berfungsi untuk memberi saran-saran kepada unit operasi.

Dewan Komisaris mewakili para pemegang saham (pemilik perusahaan) dalam pelaksanaan tugas sehari-harinya. Bertugas menjalankan perusahaan dilaksanakan oleh seorang Direktur Utama yang dibantu oleh Direktur Produksi dan Direktur Keuangan Umum. Direktur Produksi membawahi bidang produksi

dan teknik, sedangkan direktur keuangan dan umum membawahi bidang pemasaran, keuangan, dan bagian umum. Kedua direktur ini membawahi beberapa kepala bagian yang akan bertangung jawab atas bagian dalam perusahaan, sebagai bagian dari pendelegasian wewenang dan bertangung jawab, masing-masing kepala bagian akan membawahi beberapa seksi dan masing-masing seksi akan membawahi dan mengawasi para karyawan perusahaan pada masing-masing bidangnya.

Karyawan perusahaan akan dibagi dalam beberapa kelompok regu yang dipimpin oleh seorang kepala regu dimana setiap regu akan bertangung jawab kepada pengawas masing-masing seksi (Widjaja, 2003).

Manfaat adanya struktur organisasi adalah sebagai berikut:

1. Menjelaskan, membagi, dan membatasi pelaksanaan tugas dan tanggung jawab setiap orang yang terlibat didalamnya.
2. Penempatan tenaga kerja yang tepat
3. Pengawasan, evaluasi dan pengembangan perusahaan serta manajemen perusahaan serta manajemen perusahaan yang lebih efisien
4. Penyusunan program pengembangan manajemen
5. Menentukan pelatihan yang diperlukan untuk pejabat yang sudah ada.
6. Mengatur Kembali Langkah kerja dan prosedur kerja yang berlaku bila terbukti kurang lancar.

## 9.4 Tugas dan Wewenang

Secara khusus badan usaha Perseroan Terbatas (PT) diatur dalam UU No. 40 tahun 2007 tentang Perseroan Terbatas (UUPT), yang secara efektif berlaku sejak tanggal 16 Agustus 2007, Adapun tugas dan wewenang PT adalah:

### 9.4.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). RUPS ini dilakukan satu kali dalam setahun. Bila ada sesuatu permasalahan besar dalam perusahaan maka

RUPS dapat dilaksanakan secara mendadak sesuai dengan jumlah forum. RUPS ini dihadiri oleh pemilik saham, dewan komisaris dan direktur perusahaan. Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang:

a. Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris,
b. Mengangkat dan memberhentikan dewan direksi,
c. Menentukan kebijakan tertinggi perusahaan,
d. Menerbitkan akte perusahaan dan anggaran dasar perusahaan,
e. Mengesahkan hasil-hasil serta neraca perhitungan untung-rugi tahunan dari perusahaan

(Widjaja, 2003 )

**9.4.2 Dewan Komisaris**

Dewan komisaris merupakan pelaksana tugas dari pemilik saham sehingga dewan komisaris akan bertanggung jawab kepada pemilik saham. Dewan komisaris diangkat dan diberhentikan oleh pemegang saham yang diputuskan dalam rapat umum. Adapun tugas dan wewenang dewan komisaris adalah:

1. Mengawasi kerja para direktur,
2. Membantu direktur utama dalam menyelesaikan tugas-tugas yang penting,
3. Menilai program dan menyetujui rencana direksi tentang kebijaksanaan, targer perusahaan, alokasi sumber dana dan pengarahan pemasaran.

**9.4.3 Dewan Direksi**

a. Direktur Utama

Direktur Utama merupakan pimpinan tertinggi yang diangkat oleh dewan komisaris. Direktur Utama berperan sebagai penanggung jawab terhadap seluruh kebijaksanaan perusahaan serta membawahi direktur teknik dan produksi, serta direktur keuangan dan umum. Tugas dan wewenang direktur utama diantaranya:

1. Mempertanggung jawabkan segala kebijaksanaan perusahaan kepada pemegang saham pada akhir masa jabatannya.
2. Menjaga hubungan dan stabilitas organisasi perusahaan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan.

3. Mengangkat dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS).
4. Mengkoordinir kerjasama dengan direktur produksi serta direktur keuangan dan umum

b. Direktur

Secara umum tugas direktur adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan baginya sesuai degan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Direktur yang terdiri dari direktur teknik dan produksi, serta direktur keuangan dan umum bertanggungjawab kepada direktur utama. Adapun wewenang direktur teknik dan produksi antara lain:

1. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang teknik dan produksi perusahaan.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

Sedangkan tugas direktur keuangan dan umum adalah:

1. Bertanggung jawab kepada direktur utama dalam bidang keuangan. pemasaran dan pelayanan umum.
2. Mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya.

### 9.4.4. 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 bertanggungjawab kepada direktur sesuai dengan bagiannya masing-masing. Kepala bagian terdiri dari:

**a. Kepala Bagian Produksi**

Bertanggung jawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang mutu dan kelancaran produksi. Kepala bagian produksi membawahi:

1. Seksi Proses

   Tugas seksi proses meliputi:

a. Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang.
b. Mengawasi jalannya proses dan produksi.

2. Seksi Laboratorium Dan Pengendalian Proses

Tugas seksi laboratorium dan pengendalian proses yaitu:

a. Menangani hal-hal yang yang dapat membahayakan keselamatan kerja,
b. Mengurangi potensi bahaya yang ada
c. Mengawasi dan menganalisis mutu bahan baku dan bahan pembantu
d. Mengawasi kualitas buangan pabrik

3. Seksi Penelitian dan Pengembangan

Tugas dan wewenangnya adalah:

a. Mempertinggi mutu suatu produk dan mengadakan pemilihan pemasaran produk ke suatu tempat
b. Memperbaiki proses dari pabrik/perencanaan alat untuk pengambangan produksi.
c. Mempertinggi efisiensi kerja.

**b. Kepala Bagian Teknik**

Tugas kepala bagian teknik yaitu bertanggungjawab kepada direktur teknik dan produksi dalam bidang peralatan, proses dan utilitas. Kepala bagian teknik bertugas mengkoordinir kepala-kepala seksi yang menjadi bawahannya.

Kepala bagian teknik membawahi:

b. Seksi Pemeliharaan

Tugas seksi pemeliharaan meliputi:

a) Melaksanakan pemeliharaan fasilitas gedung dan peralatan pabrik
b) Memperbaiki peralatan pabrik.

c. Seksi Utilitas

Tugas seksi utilitas adalah melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, air, steam dan tenaga listrik.

**c. Kepala bagian pemasaran**

Kepala bagian pemasaabertanggungjawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang pengadaan bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi**:**

1. Seksi Pembelian

Tugas seksi pembelian adalah sebagai berikut:

a. Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan perusahaan.
b. Mengetahui harga pemasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gedu

2. Seksi Pemasaran

Tugas seksi pemasaran adalah sebagai berikut:

a. Merencanakan strategi penjualan hasil produksi,
b. Mengatur distribusi hasil produksi dari gudang.

**d. Kepala Bagian Keuangan**

Kepala bagian keuangan bertanggungjawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang administrasi dan keuangan. Kepala bagian keuangan membawahi:

1. Seksi Administrasi

Tugas seksi administrasi adalah menyelanggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukaan serta masalah pajak.

2. Seksi Kas

Adapun tugas dari seksi kas adalah:

a) Mengadakan perhitungan tentang gaji dan insentif karyawan.
b) Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengamankan uang dan membuat prediksi keuangan masa depan

**e. Kepala Bagian Umum**

Kepala bagian umum bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan Masyarakat dan keamanan. Kepala bidang umum membawahi:

1. Seksi Personalia

Tugas seksi personalia antara lain:

a) Membina tenaga kerja dan menciptkan suasana kerja yang sebaik mungkin antara pekerja dan pekerjaannya serta lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.
b) Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi dalam menciptkan kondisi kerja yang dinamis
c) Melaksanakan hal-hal yang berhubungan dengan masyrarkat luar

2. Seksi Humas

a) Mengatur hubungan perusahaan dengan Masyarakat luar

3. Seksi keamanan

Tugas seksi keamanan antara lain:

a) Menjaga semua bangunan pabrik dan fasilitas yang ada di perusahaan
b) Mengawasi keluar masukknya ornag-orang baik karyawan maupun bukan karyawan kedalam lingukngan perusahaan
c) Menjaga dan memelihara kerahasiaan yang berhubungan dengan *intern* perusahaan

**f. Kepala Seksi**

Kepala seksi adalah pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bidangnya sesuai dengan rencana yang telah diatur oleh kepala bagian masing-masing agar diperoleh hasil yang efektif., efesien, dan maksimal selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala seksi bertanggung jawab terhadap kepala bagiannya masing-masing sesuai dengan seksinya.

## 9.5 Pembagian Jam Karyawan

Pabrik formaldehid ini direncanakan beroperasi 330 hari dalam satu tahun dan proses produksi berlangsung selama 24 jam per hari. Sisa hari yang bukan hari libur digunakan untuk perawatan, perbaikan dan *shutdown.* Sedangkan pembagian jam kerja karyawan digolongkan dalam dua golongan yaitu *shift* dan *non shift.*

### 9.5.1 Karyawan *non shift*

Karyawan *non shift* adalah karyawan yang tidak menangani proses produksi secara langsung. Yang termasuk karyawan harian dalah direktur, staff ahli, kepala bagian, kepala seksi serta karyawan yang berada didalam kantor.

Karyawan harian dalam satu minggu akan bekerja selama 5 hari dengan pembagian kerja sebagai berikut:

Senin-Kamis

- Pukul 07.00 -12.00 WIB Waktu kerja
- Pukul 12.00 - 13.00 WIB Waktu istirahat
- Pukul 13.00 – 16.00 WIB Waktu Kerja

Jumat

- Pukul 07.00 -12.00 WIB Waktu kerja
- Pukul 12.00 - 13.30 WIB Waktu istirahat
- Pukul 13.30 – 16.30 WIB Waktu Kerja

### 9.5.2 Karyawan *shift /Ploog*

Karyawan shift adalah karyawan yang secara langsung menangani proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan dan kelancaran produksi. Yang termasuk karyawan *shift* ini adalah operator produksi, Sebagian dari bagian teknik, bagian gedung dan bagian-bagian yang harus selalu siaga untuk menjaga keselamatan dan keamanan pabrik. Para karyawan *shift* akan bekerja secara bergantian selama 24 jam sebagai berikut:

*Shift* pagi : jam 07.00 -15.00 WIB
*Shift* sore : jam 15.00- 23.00 WIB
*Shift* malam : jam 23.00- 07.00 WIB

Untuk karyawan shift dibagi menjadi 4 regu ( A/B/C/D) diaman tiga regu bekerja dan satu regu beristirahat serta dikenakan secara bergantian. Untuk hari libur atau hari besar yang ditetapkan pemerintah, regu yang bertugas untuk harus tetap masuk .Jadwal pembagian kerja masing- masing kelompok ditampilkan dalam Tabel 9.1

**Tabel 9.1** Jadwal Pembagian Kelompok *Shift*

| ***Shift*** | **Senin** | **Selasa** | **Rabu** | **Kamis** | **Jumat** | **Sabtu** | **Minggu** |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Pagi | A | A | A | A | A | B | B |
| Siang | B | B | B | B | C | C | C |
| Malam | C | C | D | D | D | D | D |
| Libur | D | D | C | C | B | A | A |
| ***Shift*** | **Senin** | **Selasa** | **Rabu** | **Kamis** | **Jumat** | **Sabtu** | **Minggu** |
| Pagi | B | B | B | B | B | C | C |
| Siang | C | C | C | C | D | D | D |
| Malam | D | D | A | A | A | A | A |
| Libur | A | A | D | D | C | B | B |
| ***Shift*** | **Senin** | **Selasa** | **Rabu** | **Kamis** | **Jumat** | **Sabtu** | **Minggu** |
| Pagi | C | C | C | C | C | D | D |
| Siang | D | D | D | D | A | A | A |
| Malam | A | A | B | B | B | B | B |
| Libur | B | B | A | A | D | C | C |
| ***Shift*** | **Senin** | **Selasa** | **Rabu** | **Kamis** | **Jumat** | **Sabtu** | **Minggu** |
| Pagi | D | D | D | D | D | A | A |
| Siang | A | A | A | A | B | B | B |
| Malam | B | B | C | C | C | C | C |
| Libur | C | C | B | B | A | D | D |

**Sumber :** (Garret, 1989)

Kelancaran produksi dari suatu pabrik sangat dipengaruhi olrh faktor kedisiplinan para karyawannya dan akan secara langsung mempengaruhi kelangsungan dan kemajuan perusahaan. Untuk itu kepada seluruh keryawan perusahaan dikenakan absensi. Disamping itu masalah absensi digunakan oleh pimpinan perusahaan sebagai salah satu dasar dalam mengembangkan karier karyawan didalam perusahaan ( Djoko, 2003).

## 9.6 Status Karyawan dan Sistem Upah

Pada pabrik ini system upah karyawan berbeda-beda tergantung pada status, kependudukan, tanggung jawab, dan keahlian. Menurut status karyawan dapat dibagi menjadi tiga golongan karyawan tetap, harian dan Borongan.

### 9.6.1 Karyawan Tetap

Yaitu karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) direksi dan mendapat gaji bulanan sesuai dengan kedudukan, keahlian, dan masa kerjanya.

### 9.6.2 Karyawan Harian

Karyawan yang diangkat dan diberhentikan direksi tanpa SK direksi dan mendapat upah harian yang dibayar tiap akhir pekan.

### 9.6.3 Karyawan Borongan

Karyawan yang digunakan oleh pabrik bila diperlukan saja. Karyawan ini menerima upah borongan untuk suatu pekerjaan.

## 9.7 Penggolongan Jumlah Karyawan, Jabatan Dan Gaji

Perhitungan jumlah tenaga operasional didasarkan pada pembagian proses yang dilakukan. Pada prarancangan pabrik Formaldehid proses yang dilakukan dalam 4 tahap yaitu tahap persiapan bahan baku, tahap reaksi (reaktor), tahap pemurnian (distilasi) dan tahap penanganan produk.

Kapasitas produksi = 120.000 Ton/tahun

= 363,6363 Ton/ hari

Jumlah karyawan tiap proses :

M = $15,2\ P^{0,25}$ (vibrant & Dryen ,fig 6.35, hal 235)

$=15,2\ (363,6363)^{0,25}$

= 66,3758

= 66 orang /jam/ hari/ tahapan proses

Karena jumalah proses keseluruhan dibagi menjadi 4 tahap :

Jumlah karyawan proses = 4 tahapan proses x 66 orang /jam/ hari/ tahapan proses

= 264 orang jam /hari

Karena setiap karyawan shift bekerja selama 8 jam/ hari, maka:

Jumlah setiap karyawan tiap shift = $\frac{264 \text{ orang jam /hari}}{8\ jam\ /hari}$ = 33 orang/ shift

Karena satu hari terdapat 3 shift kerja, maka :

Karyawan proses = 33 orang/ shift x 3 shift = 99 orang

Asumsi karyawan non proses =154 orang

Total jumlah karyawan = 253 orang

Jadi, jumlah karyawan pad pabrik formaldehid yaitu 253 orang

**Tabel 9.2** Jumlah Karyawan dan Jabatannya

| Jabatan | Jumlah | Pendidikan |
|---|---|---|
| Dewan komisaris | 1 | Ekonomi/Teknik |
| Direktur Utama | 1 | Sarjana semua jurusan |
| Staf Ahli | 2 | Teknik Kimia/ ekonomi |
| Sekretaris | 1 | Sekretaris |
| Manajer Tenik dan Produksi | 1 | Teknik Kimia |
| Manajer Umum dan Keungan | 1 | Akuntansi |
| Manajer Keuangan | 1 | Akuntansi |
| Kepala Bagian Teknik | 1 | Teknik Mesin/ Elektro |
| Kepala Bagian Pemasaran | 1 | Ekonomi Majemen |
| Kepala Bagian Umum | 1 | Ekonomi |
| Kepala Bagian Keuangan | 1 | Ekonomi/ Akuntansi |
| Kepala bagian Administrasi | 1 | Ekonomi /manajemen |
| Kepala Bagian Produksi | 1 | Teknik |
| Kepala Seksi Lab dan PP | 1 | Teknik Kimia |
| Kepala Seksi Utilitas | 1 | Teknik Mesin/ Elektro |
| Kepala Seksi Pemasaran | 1 | Ekonomi |
| Kepala Seksi Pembelian | 1 | Ekonomi Manajemen |
| Kepala Seksi Keuangan | 1 | Ekonomi Manajemen |
| Kepala Seksi Personalia | 1 | Ekonomi/ Hukum |
| Kepala Seksi Humas | 1 | Fisip |
| Kepala Seksi K3 | 1 | Teknik Kimia |

| | | |
|---|---|---|
| Kepala Seksi Administrasi | 1 | Ekonomi Manajemen |
| Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi | 1 | Ekonomi / Akuntansi |
| Kepala Seksi Proses | 1 | Teknik Kimia |
| Karyawan Proses/ Produksi | 51 | Teknik Kimia/ Teknik |
| Karyawan Listrik dan Instrumentasi | 16 | Teknik Elektro |
| Karyawaann K3 | 19 | Teknik Kimia |
| Karyawan Utilitas | 12 | Teknik Elektro/ Teknik |
| Karyawan Umum dan Keuangan | 18 | Ekonomi / Manajemen |
| Karyawan Laboratorium dan Penelitian Pengembangan | 10 | Teknik Kimia/ Teknik |
| Karyawan Tata Usaha | 8 | Ekonomi / Manajemen |
| Karyawan Bengkel | 12 | Teknik Mesin |
| Karyawan Gudang | 10 | SMU/ Sederajat |
| Karyawan Peralatan | 10 | Teknik Elektro / Teknik |
| Karyawan Personalia | 9 | Manajemen |
| Karyawan Pembelian dan Pemasaran | 15 | Ekonomi/ Manajemen |
| Dokter | 2 | Kedokteran |
| Perawat | 3 | Keperawatan |
| Petugas Keamanan | 10 | SMP/ Sederajat |
| Supir | 7 | SMP/ Sederajat |
| Petugas Kebersihan | 15 | SMP/ Sederajat |
| **Jumlah** | **253** | |

Berdasarkan UMK surat Keputusan gubernur Kalimantan Timur, No. 56/K. 822/2022 yang ditandatangani oleh Kepala Biro Hukum Pemerintah Kalimantan Timur tentang upah minimum kabupaten / kota Bontang ± 3.201.396,04,-

**Tabel 9.3** Daftar Perincian gaji Karyawan

| No | Jabatan | Jumlah | Gaji/Orang (Rp) | Total Gaji (Rp) |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Dewan komisaris | 1 | 55.000.000,00 | 55.000.000,00 |
| 2 | Direktur Utama | 1 | 30. 000.000,00 | 30. 000.000,00 |
| 3 | Staf Ahli | 2 | 15. 000.000,00 | 30. 000.000,00 |
| 4 | Sekretaris | 2 | 5. 000.000,00 | 10.000.000,00 |
| 5 | Manajer Teknik dan Produksi | 1 | 13. 000.000,00 | 13.000.000,00 |
| 6 | Manajer Umum dan Keungan | 1 | 13. 000.000,00 | 13.000.000,00 |
| 7 | Manajer Keuangan | 1 | 10. 000.000,00 | 10.000.000,00 |
| 8 | Kepala Bagian Teknik | 1 | 10. 000.000,00 | 10.000.000,00 |
| 9 | Kepala Bagian Pemasaran | 1 | 10. 000.000,00 | 10.000.000,00 |
| 10 | Kepala Bagian Umum | 1 | 10. 000.000,00 | 10.000.000,00 |
| 11 | Kepala Bagian Keuangan | 1 | 10. 000.000,00 | 10.000.000,00 |
| 12 | Kepala bagian Administrasi | 1 | 7. 000.000,00 | 7.000.000,00 |
| 13 | Kepala Bagian Produksi | 1 | 7.000.000,00 | 7.000.000,00 |
| 14 | Kepala Seksi Lab dan PP | 1 | 7.000.000,00 | 7.000.000,00 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| 15 | Kepala Seksi Utilitas | 1 | 7.000.000,00 | 7.000.000,00 |
| 16 | Kepala Seksi Pemasaran | 1 | 7.000.000,00 | 7.000.000,00 |
| 17 | Kepala Seksi Pembelian | 1 | 7.000.000,00 | 7.000.000,00 |
| 18 | Kepala Seksi Keuangan | 1 | 7.000.000,00 | 7.000.000,00 |
| 19 | Kepala Seksi Personalia | 1 | 7.000.000,00 | 7.000.000,00 |
| 20 | Kepala Seksi Humas | 1 | 7.000.000,00 | 7.000.000,00 |
| 21 | Kepala Seksi K3 | 1 | 7.000.000,00 | 7.000.000,00 |
| 22 | Kepala Seksi Administrasi | 1 | 7.000.000,00 | 7.000.000,00 |
| 23 | Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi | 1 | 7.000.000,00 | 7.000.000,00 |
| 24 | Kepala Seksi Proses | 1 | 7.000.000,00 | 7.000.000,00 |
| 25 | Karyawan Proses/ Produksi | 51 | 4,500,000,00 | 229.500.000,00 |
| 26 | Karyawan Listrik dan Instrumentasi | 16 | 4,500,000,00 | 72.000.000,00 |
| 27 | Karyawaann K3 | 19 | 4,500,000,00 | 85.500.000,00 |
| 28 | Karyawan Utilitas | 12 | 4,500,000,00 | 54.000.000,00 |
| 29 | Karyawan Umum dan Keuangan | 18 | 4.200.000,00 | 75.600.000,00 |
| 30 | Karyawan Laboratorium | 10 | 5.000.000,00 | 50.000.000,00 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| | dan Penelitian Pengembangan | | | |
| 31 | Karyawan Tata Usaha | 8 | 4.800.000,00 | 30.400.000,00 |
| 32 | Karyawan Bengkel | 12 | 4.600.000,00 | 55.200.000,00 |
| 33 | Karyawan Gudang | 10 | 4.300.000,00 | 43.000.000,00 |
| 34 | Karyawan Peralatan | 10 | 4.600.000,00 | 46.000.000,00 |
| 35 | Karyawan Personalia | 9 | 4.300.000,00 | 34.400.000,00 |
| 36 | Karyawan Pembelian dan Pemasaran | 15 | 4.300.000,00 | 64.500,000,00 |
| 37 | Dokter | 2 | 6.000.000,00 | 12.000.000,00 |
| 38 | Perawat | 3 | 3.800.000,00 | 11.400.000,00 |
| 39 | Petugas Keamanan | 10 | 3.400.000,00 | 34.000.000,00 |
| 40 | Supir | 7 | 3.400.000,00 | 23.800.000,00 |
| 41 | Petugas Kebersihan | 15 | 3.400.000,00 | 51.000.000,00 |
| | **Jumlah** | **253** | 373.350.000,00 | 1.263.900.000 |

## 9.8 Kesejahteraan Sosial Karyawan

### 9.8.1 Tunjangan

1. Tunjangan gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan.
2. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan.
3. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja di luar jam kerja berdasarkan jumlah jam kerja.

### 9.8.2 Cuti

1. Cuti tahunan diberikan selama 12 hari kerja dalam 1 tahun.
2. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter.

### 9.8.3 Pakaian kerja

Pakaian kerja diberikan kepada setiap karyawan sejumlah 3 pasang untuk setiap tahunnya.

### 9.8.4 Pengobatan

1. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang disebabkan oleh kerja, ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang.

2. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit tidak disebabkan oleh kecelakaan kerja, diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

### 9.8.5 Hari libur nasional

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

### 9.8.6 Kerja Lembur (*Overtime*)

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

### 9.8.7 Asuransi Tenaga Kerja (ASTEK)

ASTEK diberikan oleh perusahaan bila jumlah karyawannya lebih dari 10 orang atau dengan gaji karyawan Rp. 1.000.000,00 perbulan.

### 9.8.8 Kesejahteraan Sosial Karyawan

Untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan keluarganya, perusahaan memberikan fasilitas-fasilitas penunjang antara lain kesehatan, transportasi, koperasi, kantin,peribadatan, olah raga dan tunjangan lain, *safety* dan cuti.

# BAB X
# INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

## 10.1 Instrumentasi

Instrumentasi adalah peralatan yang dipakai didalam suatu proses control untuk mengatur jalannya suatu proses agar diperoleh hasil sesuai dengan yang diharapkan. Dalam suatu pabrik kimia, pemakaian instrument merupakan suatu hal yang sangat penting karena dengan adanya rangkaian instrument tersebut maka operasi semua peralatan yang ada didalam pabrik dapat dimonitor dan dikontrol dengan cermat, mudah dan efisien. Alat-alat instrumentasi yang dipasang pada setiap peralatan proses dengan tujuan agar sarjana teknik dapat segera melakukan tindakan apabila terjadi kejanggalan dalam proses. Namun pada dasarnya, tujuan pengendalian tersebut agar kondisi proses di pabrik mencapai tingkat kesalahan (*error*) yang paling minimum sehingga produk dapat dihasilkan secara optimal (Considine, 1985).

Fungsi instrumentasi adalah sebagai pengontrol (*controller*), penunjuk (*indicator*), pencatat (*recorder*), dan pemberi tanda bahaya (*alarm*), instrumentasi bekerja dengan tenaga mekanik atau tenaga listrik dan pengontrolannya dapat dilakukan secara manual atau otomatis. Penggunaan instrumen pada suatu peralatan proses tergantung pada pertimbangan ekonomi dan sistem peralatan itu sendiri. Pada pemakaian alat-alat instrument juga harus ditentukan apakah alat-alat tersebut dipasang diatas papan instrument dekat peralatan proses (kontrol manual) atau disatukan dalam satu ruang kontrol yang dihubungkan dengan peralatan (kontrol otomatis) (Timmerhaus, 2004).

Variabel-variabel proses yang biasanya dikontrol oleh instrumentasi adalah:

1. Variabel utama, seperti temperature, tekanan, laju alir, dan level cairan.
2. Variabel tambahan, seperti densitas, viskositas, panas spesifik, konduktivitas, pH, humiditas, titik embun, komposisi kimia, kandungan kelembaban, dan variabel lainnya (Considine, 1985).

Pada dasarnya sistem pengendalian terdiri dari:

1. *Sensing Element* / Elemen perasa (*Primary Element*)

   Elemen yang merasakan (menunjukkan) adanya perubahan dari harga variabel yang diukur.

2. Elemen pengukur (*measuring element*)

   Elemen pengukur adalah suatu elemen yang sensitif terhadap adanya perubahan temperature, tekanan, laju aliran maupun tinggi fluida .

3. Elemen pengontrol (*controlling element*)

   Elemen pengontrol yang menerima sinyal kemudian akan segera mengatur perubahan-perubahan proses tersebut sama dengan nilai yang diinginkan.

4. Elemen pengontrol akhir (*final controlling element*)

   Elemen ini merupakan elemen yang akan mengubah masukan yang keluar dari elemen pengontrol ke dalam proses sehingga variabel yang diukur tetap berada dalam batas yang diinginkan dan merupakan hasil yang dikehendaki.

(Considine, 1985)

Instrumen-instrumen adalah:

1. *Range* yang diperlukan untuk pengukuran
2. Level instrumentasi
3. Ketelitian yang dibutuhkan
4. Bahan konstruksinya
5. Pengaruh pemasangan instrumentasi pada kondisi proses

(Timmerhaus, 2004)

## 10.2 Tujuan Sistem Pengontrolan

Tujuan dari sistem pengontrolan dalam menjalankan operasi pada suatu pabrik menurut manurung (2000) adalah sebagai berikut:

1. Keamanan (*Safety*)

   Keamanan dalam operasi suatu pabrik kimia merupakan kebutuhan primer untuk orang-orang yang bekerja di pabrik dan bagi kelangsungan perusahaan. Untuk menjaga keamanan tersebut, berbagai kondisi operasi pabrik seperti

tekanan operasi, temperatur, konsentrasi bahan kimia dan lain-lain harus dijaga tetap dalam batasan-batasan tertentu yang diizinkan.

2. Spesifikasi produk (*Production specification*)

   Suatu pabrik harus menghasilkan produk dalam jumlah dan kualitas tertentu yang diinginkan, dengan demikian dibutuhkan suatu sistem pengendali untuk menjaga tingkat produksi dan kualitas produk yang diinginkan.

3. Kendala-kendala operasi (*Operational constraints*)

   Peralatan-peralatan yang digunakan dalam operasi pabrik kimia memiliki kendala-kendala operasional tertentu yang harus dipenuhi, sebagai contoh pada reaktor, panas yang masuk dijaga agar reaktor tidak meledak.

4. Keekonomian (*Economics*)

   Operasi kimia ditujukkan untuk memberikan keuntungan yang maksimum, sehingga pabrik harus dijalankan pada kondisi yang menyebabkan biaya bahan baku menjadi minimum dan laba yang diperoleh menjadi maksimum.

## 10.3 Faktor-faktor dalam Pemilihan Sistem Instrumentasi

Adapun faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi pada alat proses pabrik adalah:

1. Jenis instrumentasi
2. *Range* yang diperlukan untuk pengukuran
3. Ketelitian yang diperlukan
4. Bahan kontruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi proses
5. Faktor ekenomi

   Pada prarancanagn pabrik formaldehid, instrumentasi yang digunakan adalah alat kontrol yang bekerja secara manual dan secara otomatis. Hal ini disesuaikan dengan sistem peralatan, faktor teknis, faktor ekenomis serta kelayakan lingkungan kerja. Akan tetapi instrumentasi yang digunakan cenderung pada pemakaian alat kontrol secara otomatis karena ada beberapa keunggulan kompetitif bila dibandingkan alat kontrol secara manual. Namun

tenaga manusia masih sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses.

## 10.4 Syarat Prancangan Pengendalian

Beberapa syarat penting yang harus diperhatikan dalam perancangan pabrik antara lain:

1. Tidak boleh terjadi konflik antar unit, di mana terdapat dua pengendali pada satu aliran.
2. Penggunaan *supervisory computer control* untuk mengkoordinasikan tiap unit pengendali.
3. *Control valve* yang digunakan sebagai elemen pengendali akhir memiliki *opening position* 70%.
4. Dilakukan pemasangan *check valve* pada *mixer* dan pompa dengan tujuan untuk menghindari fluida kembali ke aliran sebelumnya. *Check valve* yang dipasangkan pada pipa tidak boleh lebih dari satu dalam *one dependent line*. Pemasangan *check valve* diletakkan setelah pompa.
5. Seluruh pompa yang digunakan dalam proses diletakkan di permukaan tanah dengan pertimbangan syarat *safety* dari kebocoran.
6. Pada perpipaan yang dekat dengan alat utama dipasang *flange* dengan tujuan untuk mempermudah pada saat *maintenance*.

Instrumentasi yang umum digunakan dalam pabrik adalah:

1. Untuk variabel *temperature*

   *Temperature Controller* (TC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati temperatur suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

2. Untuk variabel tinggi permukaan cairan

   *Level Controller* (LC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati ketinggian cairan dalam suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

3. Untuk variabel tekanan

*Pressure Controller* (PC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati tekanan operasi suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

4. Untuk Variabel Aliran Cairan

*Flow Controller* (FC) adalah instrumentasi yang digunakan untuk mengamati laju alir larutan atau cairan yang melalui suatu alat dan bila terjadi perubahan dapat melakukan pengendalian.

(Considine, 1985).

Instrumentasi yang digunakan dalam pabrik formaldehid ini dapat dilihat pada Tabel 10.1 sebagai berikut:

| No. | Nama Alat | Jenis Instrumen |
|---|---|---|
| 1. | Tangki (T-001) | *Level Control* (LC) |
| 2. | Tangki (T-002) | *Level Control* (LC) |
| 3. | Pompa (P-001) | *Pressure Controller* (PC) |
| 4. | Pompa (P-002) | *Pressure Controller* (PC) |
| 5. | Heater (E-001) | *Temperature Controller* (TC) |
| 6. | Heater (E-002) | *Temperature Controller* (TC) |
| 7. | Heater (E-003) | *Temperature Controller* (TC) |
| 8. | Vaporizer (Vap-001) | *Temperature Controller* (TC) |
| 9. | Kompressor (K-101) | *Flow Controller* (FC) |
| 10. | Kompressor (K-102) | *Flow Controller* (FC) |
| 11. | Kompressor (K-103) | *Flow Controller* (FC) |
| 12. | Reaktor (PFR-001) | *Flow Controller* (FC)<br>*Temperature Controller* (TC) |
| 13. | *Cooler* (C-001) | *Temperature Controller* (TC) |
| 14. | Absorber (ABS-101) | |
| 15. | *Expander* (K-001) | *Pressure Controller* (PC) |

| | | |
|---|---|---|
| 16. | *Cooler* (C-002) | *Temperature Controller* (TC) |
| 17. | Tangki (V-100) | *Level Control* (LC) |

## 10.5 Keselamatan kerja Pada Pabrik Formaldehid

Keselamatan kerja merupakan bagian dari kelangsungan produksi pabrik, oleh karena itu aspek ini harus diperhatikan secara serius dan terpadu. Untuk maksud tersebut perlu diperhatikan cara pengendalian keselamatan kerja dan keamanan pabrik pada saat perancangan dan saat pabrik beroperasi. Dalam rancangan pabrik formaldehid, usaha-usaha pencegahan terhadap bahaya-bahaya yang mungkin terjadi dilakukan sebagai berikut:

1. Untuk mengetahui adanya bahaya kebakaran maka sistem alarm dipasang pada tempat yang strategis dan penting seperti laboratorium dan ruang proses.
2. Pada peralatan pabrik yang berupa tangka dibuat *main hole* dan *hand hole* yang cukup untuk pemeriksaan.
3. Sistem perlengkapan energi seperti pipa bahan bakar, saluran udara, saluran *steam*, dan air dibedakan warnanya dan letaknya tidak mengganggu gerakan karyawan.
4. Mobil pemadam kebakaran yang ditempatkan di *fire station* setiap saat dalam keadaan siaga.
5. Penyediaan racun api yang selalu siap dengan pompa *hydran* untuk jarak tertentu.

Sesuai dengan peraturan yang tertulis dalam Peraturan Tenaga Kerja No. Per/02/Men/1983 tentang instalasi alarm kebakaran otomatis, yaitu:

A. Detektor Kebakaran, merupakan alat yang berfungsi untuk mendeteksi secara dini adanya suatu kebakaran awal. Alat ini terbagi atas:

1. *Smoke detector* adalah detector yang bekerja berdasarkan terjadinya akumulasi asap dalam jumlah tertentu.

2. *Gas detector* adalah detector yang bekerja berdasarkan kenaikan konsentrasi gas yang timbul akibat kebakaran ataupun gas-gas lain yang mudah terbakar.
3. Alarm kebakaran, merupakan komponen dari sistem deteksi dan alarm kebakaran yang memberikan isyarat adanya sesuatu kebakaran. Alarm ini berupa:

a. Alarm kebkaran yang memberi tanda atau isyarat berupa bunyi khusus (*audible alarm*).
b. Alarm kebakaran yang memberi tanda atau isyarat yang tertangkap oleh pandangan mata secara jelas (*visible alarm*).

B. Panel Indikator kebakaran

Panel indikator kebakaran adalah suatu komponen dari sistem deteksi dan alarm kebakaran yang berfungsi mengendalikan sistem dan terletak di ruang operator.

### 10.5.1 Peralatan Perlindungan Diri

upaya peningkatan kesehatan keselamatan kerja (K3) bagi karyawan pada pabrik ini adalah dengan menyediakan fasilitas sesuai bidang kerjanya. Fasilitas yang diberikan adalah melengkapi karyawan dengan peralatan perlindungan diri sebagai berikut:

1. Helm
2. Pakaian dan perlengkapan pelindung
3. Sepatu pengaman
4. Pelindung mata
5. Masker udara
6. Sarung tangan
7. *Earplug*

### 10.5.2 Pencegahan Terhadap Gangguan Kesehatan

Upaya peningkatan kesehatan karyawan dalam lapangan kerja adalah:

1. Setiap karyawan diwajibkan untuk memakai pakaian kerja selama berada di dalam lokasi pabrik.

2. Dalam menangani bahan-bahan kimia yang berbahaya, karyawan diharuskan memakai sarung tangan karet serta penutup hidung dan mulut.
3. Bahan-bahan kimia selama pembuatan, pengolahan, pengangkutan, penyimpanan, dan penggunaannya dapat menimbulkan ledakan, kebakaran, kororsi, maupun gangguan terhadap kesehatan harus ditangani secara cermat.
4. Penempatan bahan kimia berbahaya harus sesuai dengan petunjuk pelaksanaan K3 sebagai berikut:

# BAB XI
# ANALISA EKONOMI

Kelayakan suatu pabrik selain mempertimbangkan faktor teknis juga harus ditinjau dari segi ekonomis, apakah menguntungkan atau tidak. Untuk hal tersebut perlu dilakukan perhitungan atau analisa ekonomi terhadap pabrik tersebut. Faktor-faktor yang harus diperhatikan adalah laju pengembalian modal dan titik impas produksi (*Break Event* Point).

## 11.1 Modal yang Ditanamkan (*Capital Investment*)

*Capital investment* adalah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik dan menjalankan pada masa start-up sampai diyakini pabrik berjalan dengan normal. *Capital investment* terdiri dari biaya untuk mendirikan pabrik (*Fixed Capital Investment*) dan biaya untuk menjalankan pabrik dalam waktu tertentu (*Working Capital Investment*).

Perhitungan *capital investment* yang diperlukan dalam proses persiapan pabrik ini dilakukan dengan menggunakan studi pendekatan yaitu metode *study estimate*, dimana *capital investment* dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik. Berdasarkan pada perhitungan pada lampiran F, diperoleh *Total Capital Investment* yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik Formaldehid ($CH_2O$) sebesar Rp 1.070.662.039.157-. Sumber modal yang direncanakan dari modal pinjaman 40% dan modal sendiri 60%.

## 11.2 Biaya Produksi (*Production Cost*)

Biaya produksi yaitu biaya yang diperlukan untuk mengoperasikan pabrik. Biaya produksi dapat dibagi menjadi dua bagian yaitu *Manufacturing Cost* dan *General Expanse*. *Manufacturing Cost* yaitu biaya yang berhubungan dengan produksi langsung, biaya tetap dan biaya *overhead*. *General expense* yaitu biaya yang dikeluarkan untuk keperluan administrasi, distribusi, dan penjualan produk, penelitian dan pembiayaan lainnya.

## 11.3 Analisa Keuntungan dan Kerugian

Analisa keuntungan (profitabilitas) dapat dilakukan dengan metode *Cash Flow*. Analisa laba dan rugi meliputi :

a. Laba kotor dan laba bersih
b. Laju pengembalian modal (*Internal Rate Of Return*)
c. Waktu pengembalian modal (*Pay Out Time*)
d. Titik impas (*Break Event Point*)

Pada perhitungan analisa laba dan rugi ini dilakukan beberapa asumsi dan ketentuan yang mendekati keadaan real.

1. Usia pabrik diperkirakan 20 tahun. Kapasitas produksi masing-masing adalah:

   Tahun ke-1 = 80%
   Tahun ke-2 = 90%
   Tahun ke-3 hingga ke-18 = 100%
   Tahun ke-19 = 90%
   Tahun ke-20 = 80%

2. Bunga pinjaman sebesar 12 % per tahun (Bank Rakyat Indonesia, 2022).
3. Masa kontruksi pabrik dan bangunan 2 tahun
4. Pajak penghasilan 25% per tahun (PP No. 7 Tahun 1983 tentang Pajak Penghasilan)

### 11.3.1 Laba Kotor dan Laba Bersih

Laba adalah hasil yang diperoleh dari total penjualan dikurangi total ongkos produksi. Laba yang diperoleh sebelum dikurangi pajak penghasilan disebut laba kotor, sedangkan laba yang diperoleh setelah dikurangi pajak penghasilan disebut laba bersih.

### 11.3.2 *Internal Rate Of Return* (IRR)

*Internal Rate Of Return* adalah perbandingan antara laba yang diperoleh tiap tahun terhadap modal yang ditanamkan. *Internal Rate of return* (IRR) dapat digunakan untuk mengetahui apakah pabrik layak didirikan atau tidak. Apabila IRR

yang diperoleh lebih besar dari laju bunga uang yang didepositokan di bank,yaitu sebesar 12% maka pabrik dikatakan layak didirikan ditinjau dari segi ekonomis. Berdasarkan pada perhitungan pada lampiran F, bahwa pada pabrik Formaldehid ini di peroleh IRR lebih besar dari laju bunga uang yang didpositkan IRR yang didapat dari perhitungan sebesar 46,31%.

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

*Pay out time* adalah lamanya waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal yang dipinjamkan untuk mendirikan pabrik. Untuk pabrik Formaldehid yang direncanakan ini diperoleh POT selama 2 tahun, untuk industri kimia dengan resiko rendah *max acceptable* POT 5 Tahun (Aries & Newton, 1955).

### 11.3.4 *Break Event Point* (BEP)

*Break Event Point* adalah titik dimana hasil penjualan sama dengan biaya yang dikeluarkan untuk produksi. Berdasarkan pada hasil perhitungan yang terdapat pada lampiran F dapat diketahui BEP-nya sebesar 47,25%. Dari batasan literatur yang didapat untuk pabrik kimia di Indonesia BEP dikatakan layak karena masih didalam batasan. Menurut Aries & Newton rentan BEP untuk industri pabrik kimia 40% – 60%.

Hasil perhitungan analisa ekonomi untuk IRR, POT dan BEP dapat dilihat pada Tabel 11.1.

**Tabel 11.1** Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi

| No | Keterangan | Perhitungan | Batasan |
|---|---|---|---|
| 1 | IRR | 46,31 % | ➢ Persen bunga pinjaman |
| 2 | POT sesudah pajak | 2 tahun | *Max Acceptabel* 5 tahun (Aries & Newton, 1955) |
| 3 | *Break Event Point* | 47,25% | 40 – 60% (Aries & Newton, 1955) |

## 11.4 Hasil Perhitungan Analisa Ekonomi

Hasil perhitungan analisa ekonomi berdasarkan pada lampiran F adalah sebagai berikut :

*Fixed Capital Investement* = Rp 1.070.662.039.157,-

*Working Capital Investement* = Rp 188.940.359.851,-

*Total Capital Investment* = Rp 1.259.602.400.000,-

Total biaya Produksi = Rp 2.637.443.734.329,-

Depresiasi 20 tahun umur pabrik = Rp 81.404.784.700 ,-

Depresiasi per tahun = Rp 4.070.239.236,-

Hasil penjualan = Rp 3.600.000.000.000,-

Laba Sebelum Pajak = Rp 962.556.265.671,-

Laba Sesudah Pajak = Rp 721.917.199.253,-

Perhitungan analisa ekonomi yang lebih jelas dapat dilihat pada lampiran F.

# BAB XII

# KESIMPULAN

Hasil analisa perhitungan dari Prarancangan Pabrik Formaldehid dari metanol dan udara menggunkan proses *metal oxide* dengan kapasitas 120.000 ton/tahun diperoleh beberapa kesimpulan:

1. Pabrik Formaldehid ini direncanakan akan didirikan di Bontang, Provinsi Kalimantan Timur.
2. Pabrik direncanakan beroperasi selama 330 hari per tahun, 24 jam sehari dengan kapasitas produksi pabrik direncanakan 120.000 ton/tahun.
3. Bentuk badan usaha yang direncanakan adalah Perseroan Terbatas (PT). Bentuk organisasi yang direncanakan adalah garis dan staf dengan jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan 253 orang.
4. Dari perhitungan analisa ekonomi dengan menggunakan metode Cash Flow diperoleh:
   a. Fixed Capital Invesment = Rp 1.070.662.039.157
   b. Working Capital Invesment = Rp 188.940.359.851
   c. Total Capital Invesment = Rp 1.259.602.400.000
   d. Total Biaya Produksi = Rp 2.637.443.734.329
   e. Depresiasi 20 tahun umur pabrik = Rp 81.404.784.700
   f. Depresiasi per tahun = Rp 4.070.239.236
   h. Hasil Penjualan = Rp 3.600.000.000.000
   i. Laba Kotor = Rp 962.556.265.671
   j. Laba Bersih = Rp 721.917.199.253
   k. Break Event Point (BEP) = 47,25%
   l. Pay Out Time (POT) = 2 tahun
   m. Internal Rate of Return (IRR) = 46,31 %

5. Berdasarkan data-data diatas dapat disimpulkan Prarancangan Pabrik Formaldehid dari metanol dan udara layak untuk didirikan dengan kapasitas produksi 120.000 Ton/Tahun

# DAFTAR PUSTAKA


Badan Pusat Statistik Republik Indonesia . *Data Ekspor dan Impor Formaldehid di Indonesia*. (www.bps.go.id) dilihat: januari 2024.

Bedino, J. H. 2004. *Formaldehyde Exposure Hazards and Health Effect*s: A

Chang R. 2005. *Kimia Dasar. Konsep-Konsep Inti Edisi Ketiga Jilid 1 (3rd ed.)*.

Jakarta: Erlangga. p. 151.

Hasfita, F. 2013. *Pengaruh Temperatur reaksi terhadap Aktivitas Katalis Besi Molibdenum Oksida Berpromotor Kromium Oksida*. Advanced Materials, 24-28.

Kirk, R.E. and Othmer, D.F. 1992. *Encyclopedia of Chemical Technology, 3rd edition,* vol. 12. Interscience Publishing Inc.: New York.

Mc ketta, JJ and Cuningham, W.A, 1994, " *Encyclopedia Chemical Process and Design",* vol.4, Marchell Ekker Inc, New York, pg 406-430

MSDS Air. 2020. *Material Safety Data Sheet (MSDS) of Air*. s.l.:ROC Group of Companies.

MSDS Formaldehyde, 2020. *Material Safety Data Sheet (MSDS) of Formaldehyde.* s.l.: Sigma-Aldrich

MSDS Methanol, 2020. *Material Safety Data Sheet (MSDS) of Methanol*. Nitrogen. s.l.:ValTech Diagnostic INC.

Nasution, Nabilla Putri Humala. 2022. *Prarancangan Pabrik Formaldehid Metode Oxidative Dehydrogenation dengan katalis iron molybdenum oxide kapasitas 80.000 ton/tahun.* Universitas Diponegoro: Semarang

Othmer, D.F. dan Kirk, RE 1968 *Encyclopedia of Chemical Engineering Technology*. New York: John Wiley and Sons Inc.

Safriet, D. 1991. *Locating and Estimating Air Emission From Sources of Formaldehyde.*United States: Enviromental Protection Agency

UNDATA. 2020. *Commodity Trade Statistic Database Of Formaldehid.*

(http://www.data.un.org) dilihat: januari 2024

# LAMPIRAN A
# NERACA MASSA

Neraca massa adalah suatu perhitungan yang tepat dari semua bahan-bahan yang masuk, yang terakumulasi dan yang keluar dalam waktu tertentu. Perhitungan neraca massa pada prarancangan pabrik formaldehid dari metanol dan udara seperti dibawah ini:

Basis Perhitungan = 1 jam operasi

Satuan = kg/jam

Waktu Operasi = 330 hari/tahun

Jam Operasi = 24 jam/hari

Kapasitas Produksi = 120.000 ton/tahun

$$= 120.000 \frac{\text{ton}}{\text{tahun}} \times \frac{1 \text{ tahun}}{330 \text{ hari}} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}} \times \frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}}$$

$$= 15.151{,}51 \text{ kg/jam}$$

**Tabel A.1** Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

| Komponen | Komposisi (%) | BM (kg/mol) |
|---|---|---|
| Bahan Baku | | |
| 1. Metanol | | |
| - $CH_3OH$ | 99 | 32,04 |
| - $H_2O$ | 1 | 18,02 |
| 2. Udara | | |
| - $O_2$ | 100 | 32 |
| Produk | | |
| 1. Formaldehid | | |
| - $CH_2O$ | 50 | 30,0258 |
| - $H_2O$ | 49 | 18,02 |
| - $CH_3OH$ | 1 | 32,04 |

Berat molekul rata-rata = (Kemurnian x BM $CH_2O$) + (Kemurnian x BM $CH_3OH$) + (Kemurnian x BM $H_2O$)

= (0,5 x 30,0258) + ( 0,01 x 32,04) + (0,49 x 18,02)

= 24,14 kg/mol

Mol Produk $= \frac{\text{kapasitas produksi perjam}}{\text{BM rata-rata produk}}$

$= \frac{15.\ 151{,}51\ \text{kg/jam}}{24{,}14\ \text{kg/mol}}$

= 625,317 kmol/jam

Mol Produk $CH_2O$ = 625,317 kmol/jam x 50%

= 312,77 kmol/jam

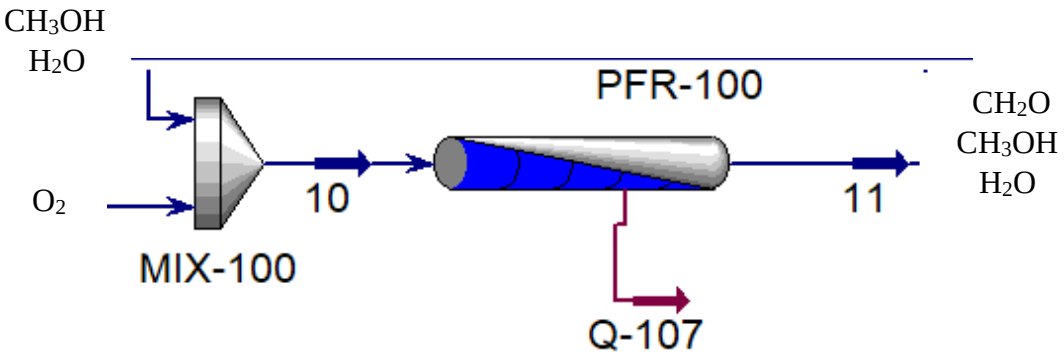
## A.1 Neraca Massa Reaktor *Plug Flow* (PFR-100)

Reaktor berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi antara Metanol dengan Udara sehingga menghasilkan Formaldehid yang akan dimurnikan pada proses selanjutnya.

$$CH_3OH_{(g)} + 1/2O_{2\ (g)} \leftrightarrow CH_2O_{\ (g)} + H_2O_{(g)}$$

Basis mol reaktor PFR = 312,77 kmol/jam

Konversi = 98%




**Gambar A.1** Reaktor (PFR-100)

**Alur Out Mixer:**

a. Mol $CH_3OH$ $= \frac{1}{1} \text{ x } \frac{\text{mol produk } CH_2O}{\text{konversi}}$

$= \frac{1}{1} \text{ x } \frac{312{,}77\ \text{kmol/jam}}{0{,}98}$

= 320,0971 kmol/jam

Massa $CH_3OH$ = 320,0971 kmol/jam x 32,04 kg/kmol

= 10.246,41 kg/jam

b. Mol $H_2O$ $= \frac{1\%}{99\%} \text{ x } \frac{\text{mol produk } CH_2O}{\text{konversi}}$

$= \frac{1\%}{99\%} \text{ x } \frac{312{,}77 \text{ kmol/jam}}{0{,}98}$

= 3,224 kmol/jam

Massa $H_2O$ = 3,224 kmol/jam x 18,02 kg/kmol

= 58,05 kg/jam

c. Mol $O_2$ $= \frac{0{,}5}{1} \text{ x } \frac{\text{mol produk } CH_2O}{\text{konversi}}$

$= \frac{0{,}5}{1} \text{ x } \frac{312{,}77 \text{ kmol/jam}}{0{,}98}$

= 156,385 kmol/jam

Massa $O_2$ = 156,385 kmol/jam x 32 kg/kmol

= 5001 kg/jam

**Alur Produk:**

a. Mol $CH_3OH$ (sisa) = mol $CH_3OH$ (berlebih)-mol $CH_3OH$(mula)

= 320,0971 kmol/jam – 312,77 kmol/jam

= 7,3271 kmol/jam

Massa $CH_3OH$ (sisa) = 7,3271 kmol/jam x 32,04 kg/kmol

= 234,4672 kg/jam

b. Mol $O_2$ (sisa) = mol $O_2$ (berlebih)-mol $O_2$ (mula-mula)

= 156,385 kmol/jam -156,385 kmol/jam

= 0

c. Mol $CH_2O$ (terbentuk)= 312,77 kmol/jam

Massa $CH_2O$ (terbentuk)= 312,77 kmol/jam x 30,0258 kg/kmol

= 9383,1 kg/jam

d. Mol $H_2O$ (terbentuk) = 3,224 kmol/jam + 312,77 kmol/jam

= 315,994 kmol/jam

Massa $H_2O$ (terbentuk) = 315,994 kmol/jam x 18,02 kg/kmol

**Reaksi Oksidasi:**

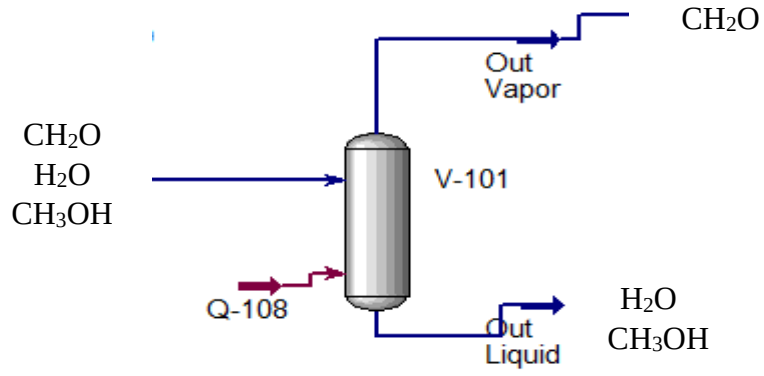
| | $CH_3OH_{(g)}$ | + | $1/2O_{2\ (g)}$ | ↔ | $CH_2O_{\ (g)}$ | + | $H_2O_{(g)}$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| m: | 320,0971 | | 156,385 | | - | | - |
| b: | 312,77 | | 156,385 | | 312,77 | | 315,994 |
| s: | 7,3271 kmol | | 0 | | 312,77 kmol | | 315,994 kmol |

**Tabel A.2** Neraca Massa Total Reaktor (PFR-100)

| **Komponen** | **Input (Kg/jam)** | **Output (Kg/jam)** |
|---|---|---|
| | **F1** | **F2** |
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 234,4672 |
| $H_2O$ | 58,05 | - |
| $O_2$ | 5.001 | - |
| $CH_2O$ | - | 9.383,10 |
| $H_2O$ | - | 5.687,892 |
| **Total** | **15.305,46** | **15.305,46** |

## A.2 Neraca Massa Separator (T-100)

Separator berfungsi untuk memisahkan formaldehid dengan metanol dan air.




**Gambar A.2** Separator (T-100)

**Neraca Massa Total:**

Input = Out Vapor + Out Liquid

**Tabel A.3** Komposisi Bahan Masuk Separator

| Komponen | BM | F(kg/jam) | n (kmol/jam) | Fraksi(X) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 32,04 | 234,4672 | 7,3271 | 0,0153 |
| $H_2O$ | 30,0258 | 5.687,892 | 315,994 | 0,371 |
| $CH_2O$ | 18,02 | 9.383,10 | 312,77 | 0,613 |
| **Total** | | 15.305,46 | 636,0911 | 1 |

Xi $CH_3OH$ $= \frac{\text{Massa } CH_3OH}{\text{Massa Total}}$

$= \frac{234,4672}{15.305,46}$

$= 0,0153$

Xi $H_2O$ $= \frac{\text{Massa } H_2O}{\text{Massa Total}}$

$= \frac{5.687,892}{15.305,46}$

$= 0,371$

Xi $CH_2O$ $= \frac{\text{Massa } CH_2O}{\text{Massa Total}}$

$= \frac{9.383,10}{15.305,46}$

$= 0,613$

**Aliran Out Vapor:**

$CH_2O$ = Massa Total x Fraksi Massa

= 15.305,46 x 0,613

= 9.383,10

**Fraksi Massa Komponen**

$CH_2O$ $= \frac{\text{Massa } CH_2O}{\text{Massa Out Vapor}}$

$$= \frac{9.383,10}{9.383,10}$$

$$= 1$$

**Aliran Out Liquid:**

$CH_3OH$ = Massa total x Fraksi massa

= 15.305,46 x 0,0153

= 234,4672 kg/jam

$H_2O$ = Massa total x Fraksi massa

= 15.305,46 x 0,371

= 5.687,892 kg/jam

Massa Total Bottom =(234,4672 + 5.687,892)kg/jam

= 5.922,3592 kg/jam

**Fraksi Massa Komponen =**

$CH_3OH$ $= \frac{\text{Massa } CH_3OH}{\text{Massa Total}}$

$= \frac{234,4672}{5.922,3592}$

= 0,0395

$H_2O$ $= \frac{\text{Massa } H_2O}{\text{Massa Total}}$

$= \frac{5.687,892}{5.922,3592}$

= 0,9604

**Tabel A.4** Neraca Massa Total Separator (T-100)

| **Komponen** | **Input (kg/jam)** | **Output (kg/jam)** | |
|---|---|---|---|
| | | **Out Vapor** | **Out Liquid** |
| $CH_3OH$ | 234,4672 | - | 234,4672 |
| $H_2O$ | 5.687,892 | - | 5.687,892 |
| $CH_2O$ | 9.383,10 | 9.383,10 | |
| **Total** | 15.305,46 | 15.305,46 | |

# LAMPIRAN B
# NERACA ENERGI

Hasil perhitungan neraca panas pada Prarancangan Pabrik Formaldehid dengan proses *metal oxide* adalah sebagai berikut:

Kapasitas produksi : 120.000 ton/tahun

Waktu operasi : 330 hari/tahun

Basis perhitungan : 1 jam operasi

Satuan operasi : kJ/jam

Temperatur referensi : 25℃ (298,15°K)

Jumlah panas masuk dan jumlah panas keluar suatu peralatan dapat dihitung dengan persamaan:

$Q = n.Cp.\Delta T$ ..... (B.1)

Dimana:

Q : Panas yang dihasilkan/dikeluarkan (kJ)

Cp : Kapasitas panas (kJ/kmol.K)

N : Mol senyawa (kmol)

$T_0$ : Temperatur referensi (25℃)

T : Temperatur senyawa (℃)

Adapun rumus yang digunakan untuk menghitung kapasitas panas suatu senyawa adalah:

$C_p\Delta T = \int_{T0}^{T} C_p dT$ ..... (B.2)

$C_P$ cairan $= \int_{T0}^{T} [A + BT + CT^2 + DT^3]dt$ ..... (B.3)

$= A(T - T_0) + \frac{B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_0^4)$

$C_P$ gas $= \int_{T0}^{T} [A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4]dt$ ..... (B.3)

$= A(T - T_0) + \frac{B}{2}(T^2 - T_0^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_0^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_0^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_0^5)$

Keterangan :

Cp = Kapasitas panas (J/mol°K)

A,B,C,D,E = Konstan

Tref = Temperatur referensi (298,15°K)

T = Temperatur operasi (°K), (Smith Van Ness, 1975)

**Tabel B.1** Kapasitas Panas Gas, $C_{P\,(l)} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ (J/mol.K)

| Komponen | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 29,526 | -0,0088999 | 0,000038083 | -3,2629E-08 | 8,8607E-12 |
| $CH_3OH$ | 40,046 | -0,038287 | 0,00024529 | -2,1679E-07 | 25,9909E-13 |
| $H_2O$ | 33.933 | -0,0084186 | 0,000029906 | -1,7825E-08 | 3,6934E-12 |
| $CH_2O$ | 34,428 | -0,029779 | 0,00015104 | -1,2733E-07 | 3,3887E-11 |

Sumber: Yaws, 1999

**Tabel B.2** Kapasitas Panas Cair, $C_{P\,(l)} = A + BT + CT^2 + DT^3$ (J/mol.K)

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 46,432 | 0,39506 | -0,0070522 | 0,000039897 |
| $CH_3OH$ | 40,152 | 0,31046 | -0,0010291 | 1,4598E-06 |
| $H_2O$ | 92,053 | -0,039953 | -0,00021103 | 5,3469E-07 |
| $CH_2O$ | 34,428 | -0,029779 | 0,00015104 | -1,2733E-07 |

Sumber: Yaws, 1999

**Neraca Panas *Overall*:**

$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$……(B.4)

Dimana:

$\Delta H_1$ : Panas yang terkandung dalam bahan masuk blower

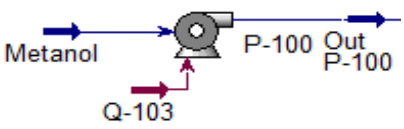
$\Delta H_2$ : Panas yang terbawa oleh bahan keluar blower

Q : Panas yang diberikan oleh steam

$Q_{loss}$ : Panas yang hilang

## B.1 Perhitungan Neraca Energi Pompa (P-100)

Fungsi dari pompa yaitu untuk menaikkan atau memperbesar tekanan cairan yang akan dialirkan dalam ruangan tertentu.




**Gambar B.1** Pompa (P-100)

**a. Menghitung Panas Bahan Msasuk Pompa ($\Delta H_1$)**

Suhu bahan masuk : 30℃ = 303,15 °K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 30°C = 303,15°K

T ref = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.3** Panas bahan Masuk P-100 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 400,71 | 128.152,107 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 377,49 | 1.219,444 |
| **Total** | | | | **129.371,551** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Pompa ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan masuk : 30°C = 303,15°K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 30°C = 303,15°K

T ref = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.4** Panas bahan Keluar P-100 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 400,71 | 128.152,107 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 377,49 | 1.219,444 |
| **Total** | | | | **129.371,551** |

**c. Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas (M)**

$= \Delta H_2$ out $- \Delta H_1$ in

= 129.371,551 Kj/jam – 129.371,551 Kj/jam

= 0 Kj/jam

**d. Menghitung Panas Yang Diberikan Oleh Steam (Q)**

$Q_{loss}$ = 2% ($\Delta H_1$ + Q)

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$

$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + 2\%\ (\Delta H_1 + Q)$

$Q = \Delta H_2 + 0{,}02\ \Delta H_1 + 0{,}02Q - \Delta H_1$

$Q - 0{,}02Q = \Delta H_2 + 0{,}02\ \Delta H_1 - \Delta H_1$

$0{,}98Q = \Delta H_2 - (0{,}98)(\Delta H_1)$

$0{,}98Q$ = 129.371,551 Kj/jam – (0,98)( 129.371,551 Kj/jam)

$Q$ = 2.587,5 /0,98 Kj/jam

$Q_{Supply}$ = 2.640,27 Kj/jam

**e. Menghitung Panas Yang Hilang**

$Q_{loss} = 2\%\ (\Delta H_1 + Q_{Supply})$

= 2% (129.371,551 Kj/jam + 2.640,3 Kj/jam)

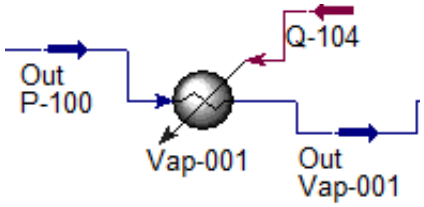
= 2.640,27 Kj/jam

**Tabel B.5** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Pompa (P-100)

| Komponen | Pompa (P-100) (Kj/jam) | *Out* (P-100) (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 129.371,551 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 129.371,551 |
| $Q_{Supply}$ | 2.640,27 | - |
| $Q_{loss}$ | - | 2.640,27 |
| Total | 132.011,821 | 132.011,821 |

## B.2 Perhitungan Neraca Energi *Vaporizer* (Vap-001)

*Vaporizer* (Vap-001) berfungsi untuk mengubah fasa bahan baku dari *liquid* menjadi *vapour*.




**Gambar B.2** *Vaporizer* (Vap-001)

**a. Menghitung Panas Bahan Masuk Vaporizer ($\Delta H_1$)**

Adapun panas bahan masuk vaporizer dari keluaran Pompa (P-100).

Suhu bahan masuk : 30°C = 303,15°K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 30°C = 303,15°K

T ref = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.6** Panas bahan Masuk Vap-001 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 400,71 | 128.152,107 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 377,49 | 1.219,444 |
| **Total** | | | | **129.371,551** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Vaporizer ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 74,03°C = 347,18 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 74,03°C = 347,18 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.7** Panas bahan Keluar P-100 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 2.254,5,536 | 721.029,04 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 1.663,903 | 5.375,07 |
| **Total** | | | | **726.404,11** |

**c. Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas (M)**

$= \Delta H_2$ out $- \Delta H_1$ in

= 726.404,11 Kj/jam – 129.371,551 Kj/jam

= 597.032,559 Kj/jam

**d. Menghitung Panas Yang Diberikan Oleh Steam (Q)**

$Q_{loss}$ = 2% ($\Delta H_1$ + Q)

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$

$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + 2\%\ (\Delta H_1 + Q)$

$Q = \Delta H_2 + 0{,}02\ \Delta H_1 + 0{,}02Q - \Delta H_1$

$Q - 0{,}02Q = \Delta H_2 + 0{,}02\ \Delta H_1 - \Delta H_1$

$0{,}98Q = \Delta H_2 - (0{,}98)(\Delta H_1)$

0,98Q = 726.404,11 Kj/jam – (0,98)( 129.371,551 Kj/jam)

Q = 599.619,99 /0,98 Kj/jam

$Q_{Supply}$ = 611.857,133 Kj/jam

**e. Menghitung Panas Yang Hilang**

$Q_{loss}$ = 2% ($\Delta H_1$ + $Q_{Supply}$)

= 2% (129.371,551 Kj/jam + 611.857,133 Kj/jam)

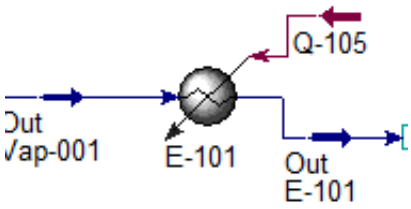
= 14.824,574 Kj/jam

**Tabel B.8** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Vaporizer (Vap-001)

| Komponen | Masuk (Keluaran P-100) (Kj/jam) | Keluar (Vap-001) (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 129.371,551 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 726.404,11 |
| $Q_{Supply}$ | 611.857,133 | - |
| $Q_{loss}$ | - | 14.824,574 |
| Total | 741.228,684 | 741.228,684 |

## B.3 Perhitungan Neraca Energi Heater (E-101)

*Heater* (E-101) adalah suatu alat atau mesin yang dapat meningkatkan *temperature* dari suatu fluida.




**Gambar B.3** Heater (E-101)

**a. Menghitung Panas Bahan Masuk Heater ($\Delta H_1$)**

Adapun panas bahan masuk heater dari keluaran vaporizer (Vap-001)

Suhu bahan masuk : 74,03°C = 347,18 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1$ = n.cp. $\Delta T$

T in = 74,03°C = 347,18 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.9** Panas bahan masuk E-101 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 2.254,5,536 | 721.029,04 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 1.663,903 | 5.375,07 |
| **Total** | | | | **726.404,11** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Heater ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 100°C = 373,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 100°C = 373,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.10** Panas bahan Keluar Heater-101 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 3.500,865 | 1.119.620,671 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 2.539,211 | 8.202,666 |
| **Total** | | | | **1.127.823,34** |

**c. Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas (M)**

$= \Delta H_2$ out $- \Delta H_1$ in

= 1.127.823,34 Kj/jam – 726.404,11 Kj/jam

= 401.419,23 Kj/jam

**d. Neraca Energi Total**

H bahan masuk + Q $_{Supply}$ = H bahan keluar + Q $_{loss}$

Asumsikan Q $_{loss}$ = 5% dari Q $_{Supply}$ (kehilangan maks = 10% : Ulrich, hal 432)

726.404,11 Kj/jam + Q $_{Supply}$ = 1.127.823,34 Kj/jam + 5% Q $_{Supply}$

Q $_{Supply}$ – 0,05 Q $_{Supply}$ = (1.127.823,34) – (726.404,11) Kj/jam

0,95 Q $_{Supply}$ = 401.419,23

Q $_{Supply}$ = 422.546,558 Kj/jam

Q $_{loss}$ = 5% Q $_{Supply}$

Q $_{loss}$ = 5% x (422.546,558) Kj/jam

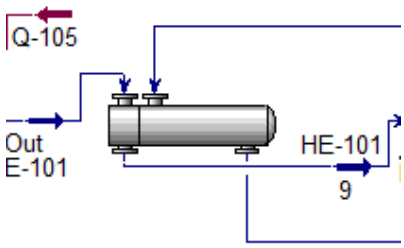
Q $_{loss}$ = 21.127,328 Kj/jam

**Tabel B.11** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Heater (E-101)

| Komponen | Masuk (Keluaran Vap-001) (Kj/jam) | Keluar E-101 (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 726.404,11 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 1.127.823,34 |
| Q $_{Supply}$ | 422.546,558 | - |
| Q $_{loss}$ | - | 21.127,328 |
| **Total** | **1.148.950,67** | **1.148.950,67** |

## B.4 Perhitungan Neraca Energi *Heat Exchanger*

*Heat exchanger* berfungsi sebagai alat penukar panas yang dapat digunakan untuk memanfaatkan atau mengambil panas dari suatu fluida untuk dipindahkan ke fluida yang lain.




**Gambar B.4** *Heat Exchanger* (HE-101)

T in (keluaran E-101) : 100°C = 373,15 $^{o}$K

T out : 210°C = 483,15 $^{o}$K

t in (keluaran PFR-100): 300°C = 573,15 $^{o}$K

t out : 225,7°C = 498,85 $^{o}$K

**a. Menghitung Panas Aliran Masuk *Heat Exchanger* ($\Delta H_{T\ in}$)**

Adapun panas aliran masuk *heat exchanger* dari keluaran heater (E-101).

T in : 100°C = 373,15 $^{o}$K

T ref : 25°C = 298,15 $^{o}$K

**Tabel B.12** Panas bahan masuk HE-101 ($\Delta H_{T\ in}$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_{T\ in}$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 3.500,900 | 1.119.631,931 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 2.539,200 | 8.202,632 |
| **Total** | | | | **1.127.834,563** |

**b. Menghitung Panas Aliran Keluar *Heat Exchanger* ($\Delta H_{T\ out}$)**

T out : 210°C = 483,15 $^{o}$K

T ref : 25°C = 298,15 $^{o}$K

**Tabel B.13** Panas bahan keluar HE-101 ($\Delta H_{T\ out}$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_{T\ in}$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 9.183,476 | 2.936.991,232 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 6.410,210 | 20.707,543 |
| **Total** | | | | **2.957.698,774** |

**c. Menghitung Panas Aliran Masuk *Heat Exchanger* ($\Delta H_{t\ in}$)**

Adapun panas aliran masuk *heat exchanger* (HE-101) dari keluaran reaktor (PFR-100).

t in : 300°C = 573,15 $^oK$

T ref : 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.14** Panas bahan masuk HE-101 ($\Delta H_{t\ in}$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_{t\ in}$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 234,467 | 7,303 | 14.263,72 | 104.165,084 |
| $H_2O$ | 5.687,892 | 315,740 | 9.533,97 | 3.010.257,748 |
| $CH_2O$ | 9.383,100 | 312,510 | 11.264,61 | 3.520.300,686 |
| **Total** | | | | **6.634.723,518** |

**d. Menghitung Panas Aliran Keluar *Heat Exchanger* ($\Delta H_{t\ out}$)**

t out : 225,7°C = 498,85 $^oK$

T ref : 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.15** Panas bahan keluar HE-101 ($\Delta H_{t\ out}$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_{t\ out}$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 234,467 | 7,303 | 10.044,932 | 73.356,133 |
| $H_2O$ | 5.687,892 | 315,740 | 6.890,673 | 2.175.663,058 |
| $CH_2O$ | 9.383,100 | 312,510 | 7.917,302 | 2.474.235,213 |
| **Total** | | | | **4.723.254,404** |

**e. Menghitung Kebutuhan Steam**

$\Delta H_{in} - \Delta H_{steam} = \Delta H_{out}$

$\Delta H_{steam} = \Delta H_{out} - \Delta H_{in}$

= (2.957.698,774 kg/jam + 4.723.254,404 kg/jam)

– (2.957.698,774 kg/jam + 6.634.723,518 kg/jam)

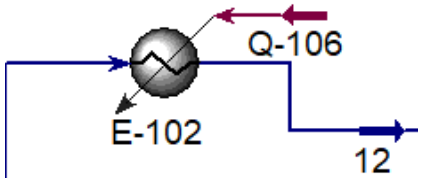
= -81.604,903 Kj/jam

**Tabel B.16** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada *Heat Exchanger* (HE-101)

| Komponen | Masuk (Kj/jam) | Keluar He-101 (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_{T\ in}$ (E-101) | 2.957.698,774 | - |
| $\Delta H_{T\ out}$ | - | 2.957.698,774 |
| $\Delta H_{t\ in}$ (PFR-100) | 422.546,558 | - |
| $\Delta H_{t\ out}$ | | |
| $\Delta H_{steam}$ | - | 21.127,328 |
| **Total** | **1.148.950,67** | **1.148.950,67** |

## B.5 Perhitungan Neraca Energi Heater (E-102)

*Heater* (E-102) adalah suatu alat atau mesin yang dapat meningkatkan *temperature* dari suatu fluida.




**Gambar B.5** Heater (E-102)

### a. Menghitung Panas Bahan Masuk Heater ($\Delta H_1$)

Adapun panas aliran masuk pada heater (E-102) dari keluaran *heat exchanger* (HE-101).

Suhu bahan masuk : 210°C = 483,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 210°C = 483,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.17** Panas bahan masuk E-102 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 9.183,476 | 2.936.991,232 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 6.410,210 | 20.707,543 |
| **Total** | | | | **2.957.698,774** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Heater ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 300°C = 573,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 300°C = 573,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.18** Panas bahan Keluar Heater-102 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 14.263,719 | 4.561.716,906 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 9.533,968 | 30.798,529 |
| **Total** | | | | **4.592.515,435** |

**c. Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas (M)**

$= \Delta H_2$ out $- \Delta H_1$ in

= 4.592.515,435 Kj/jam – 2.957.706,522 Kj/jam

= 1.634.808,91 Kj/jam

**d. Neraca Energi Total**

H bahan masuk + $Q_{Supply}$ = H bahan keluar + $Q_{loss}$

Asumsikan $Q_{loss}$ = 5% dari $Q_{Supply}$ (kehilangan maks = 10% : Ulrich, hal 432)

2.957.698,774 Kj/jam + $Q_{Supply}$ = 4.592.515,435 Kj/jam + 5% $Q_{Supply}$

$Q_{Supply} - 0,05\ Q_{Supply}$ = (4.592.515,435) – (2.957.706,522) Kj/jam

$0,95\ Q_{Supply}$ = 1.634.808,91 Kj/jam

$Q_{Supply}$ = 1.720.851,487 Kj/jam

$Q_{loss}$ = 5% $Q_{Supply}$

$Q_{loss}$ = 5% x (1.720.851,487) Kj/jam

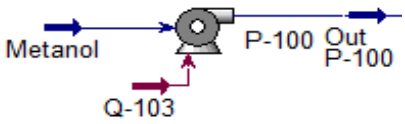
$Q_{loss}$ = 86.042,574 Kj/jam

**Tabel B.19** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Heater (E-102)

| Komponen | Masuk (Keluaran HE-101) (Kj/jam) | Keluar E-102 (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 2.957.706,522 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 4.592.515,435 |
| $Q_{Supply}$ | 1.720.851,487 | - |
| $Q_{loss}$ | - | 86.042,574 |
| **Total** | **4.678.558,01** | **4.678.558,01** |

## B.6 Perhitungan Neraca Energi Pompa (P-102)

Fungsi dari pompa yaitu untuk menaikkan atau memperbesar tekanan cairan bahan baku oksigen yang akan dialirkan ke proses selanjutnya.




**Gambar B.6** Pompa (P-102)

### a. Menghitung Panas Bahan Msasuk Pompa ($\Delta H_1$)

Suhu bahan masuk : -182,8℃ = 90,35 °K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = -182,8°C = 90,35°K

T ref = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.20** Panas bahan Masuk P-102 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | -43.178,42 | -6.748.787,80 |
| **Total** | | | | **-6.748.787,80** |

### b. Menghitung Panas Bahan Keluar Pompa ($\Delta H_2$)

Suhu bahan masuk : -182,8°C = 90,35°K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = -182,8°C = 90,35°K

T ref = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.21** Panas bahan Keluar P-102 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | -43.178,42 | -6.748.787,80 |
| **Total** | | | | **-6.748.787,80** |

### c. Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas (M)

= $\Delta H_2$ out – $\Delta H_1$ in

= -43.178,42 Kj/jam – (-43.178,42) Kj/jam

= 0 Kj/jam

**d. Menghitung Panas Yang Diberikan Oleh Steam (Q)**

$Q_{loss}$ = 2% ($\Delta H_1$ + Q)

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_1$ + Q = $\Delta H_2$ + $Q_{loss}$

$\Delta H_1$ + Q = $\Delta H_2$ + 2% ($\Delta H_1$ + Q)

Q = $\Delta H_2$ + 0,02 $\Delta H_1$ + 0,02Q – $\Delta H_1$

Q – 0,02Q = $\Delta H_2$ + 0,02 $\Delta H_1$ – $\Delta H_1$

0,98Q = $\Delta H_2$ – (0,98)($\Delta H_1$)

0,98Q = -6.748.787,80 Kj/jam – (0,98)( -6.748.787,80 Kj/jam)

Q = -134.975,8 /0,98 Kj/jam

$Q_{Supply}$ = -137.730,4 Kj/jam

**e. Menghitung Panas Yang Hilang**

$Q_{loss}$ = 2% ($\Delta H_1$ + $Q_{Supply}$)

= 2% (-6.748.787,80 Kj/jam + (-137.730,4) Kj/jam)

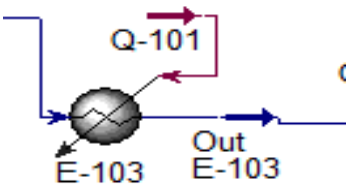
= -137.730,39 Kj/jam

**Tabel B.22** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Pompa (P-102)

| Komponen | Masuk Pompa (P-102) (Kj/jam) | Keluar Pompa (P-102) (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | -6.748.787,80 | - |
| $\Delta H_2$ | - | -6.748.787,80 |
| $Q_{Supply}$ | -137.730,4 | - |
| $Q_{loss}$ | - | -137.730,39 |
| **Total** | **-6.886.518,2** | **-6.886.518,2** |

## B.7 Perhitungan Neraca Energi Heater (E-103)

*Heater* (E-103) adalah suatu alat atau mesin yang dapat meningkatkan *temperature* dari suatu fluida.




**Gambar B.7** Heater (E-103)

**a. Menghitung Panas Bahan Masuk Heater ($\Delta H_1$)**

Adapun panas aliran masuk heater (E-103) keluaran dari pompa (P-102).

Suhu bahan masuk : -182,8°C = 90,35°$^{o}$K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = -182,8°C = 90,35°K

T ref = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.23** Panas bahan masuk E-103 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | -43.178,42 | -6.748.787,80 |
| **Total** | | | | **-6.748.787,80** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Heater ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 100°C = 373,15 K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 100°C = 373,15 K

T ref = 25°C = 298,15 K

**Tabel B.24** Panas bahan Keluar Heater-103 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | 2.228,5 | 348.200,23 |
| **Total** | | | | **348.200,23** |

**c. Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas (M)**

$= \Delta H_2$ out $- \Delta H_1$ in

= 348.200,23 Kj/jam – (-6.748.787,80 Kj/jam)

= 7.094.829,11 Kj/jam

**d. Neraca Energi Total**

H bahan masuk + Q $_{Supply}$ = H bahan keluar + Q $_{loss}$

Asumsikan Q $_{loss}$ = 5% dari Q $_{Supply}$ (kehilangan maks = 10% : Ulrich, hal 432)

-6.748.787,80 Kj/jam + Q $_{Supply}$ = 348.200,23 Kj/jam + 5% Q $_{Supply}$

Q $_{Supply}$ – 0,05 Q $_{Supply}$ = (348.200,23) – (-6.748.787,80) Kj/jam

0,95 Q $_{Supply}$ = 7.094.829,11 Kj/jam

$Q_{Supply}$ = 7.468.241,17 Kj/jam

$Q_{loss}$ = 5% $Q_{Supply}$

$Q_{loss}$ = 5% x (7.094.829,11) Kj/jam

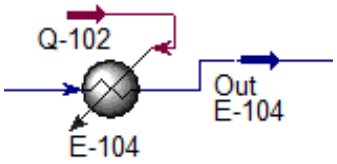
$Q_{loss}$ = 373.412,06 Kj/jam

**Tabel B.25** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Heater (E-103)

| Komponen | Masuk (Keluaran P-102) (Kj/jam) | Keluar E-103 (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | -6.748.787,80 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 348.200,23 |
| $Q_{Supply}$ | 7.468.241,17 | - |
| $Q_{loss}$ | - | 373.412,06 |
| **Total** | **721.612,3** | **721.612,3** |

## B.8 Perhitungan Neraca Energi Heater (E-104)

*Heater* (E-104) adalah suatu alat atau mesin yang dapat meningkatkan *temperature* dari suatu fluida.




**Gambar B.8** Heater (E-104)

### a. Menghitung Panas Bahan Masuk Heater ($\Delta H_1$)

Adapun panas aliran masuk heater (E-104) dari keluaran heater (E-103).

Suhu bahan masuk : 100°C = 373,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 100°C = 373,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.26** Panas bahan masuk E-104 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | 2.228,5 | 348.200,23 |
| **Total** | | | | **348.200,23** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Heater ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 300°C = 573,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 300°C = 573,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.27** Panas bahan Keluar Heater-104 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | 8.396,67 | 1.312.400,35 |
| **Total** | | | | **1.312.400,35** |

**c. Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas (M)**

$= \Delta H_2$ out $- \Delta H_1$ in

= 1.312.400,35 Kj/jam – 348.200,23 Kj/jam

= 963.780,28 Kj/jam

**d. Neraca Energi Total**

H bahan masuk + $Q_{Supply}$ = H bahan keluar + $Q_{loss}$

Asumsikan $Q_{loss}$ = 5% dari $Q_{Supply}$ (kehilangan maks = 10% : Ulrich, hal 432)

348.200,23 Kj/jam + $Q_{Supply}$ = 1.312.400,35 Kj/jam + 5% $Q_{Supply}$

$Q_{Supply} - 0,05\ Q_{Supply}$ = (1.312.400,35) – (348.200,23) Kj/jam

$0,95\ Q_{Supply}$ = 963.780,28 Kj/jam

$Q_{Supply}$ = 1.014.505,56 Kj/jam

$Q_{loss}$ = 5% $Q_{Supply}$

$Q_{loss}$ = 5% x (1.014.505,56) Kj/jam

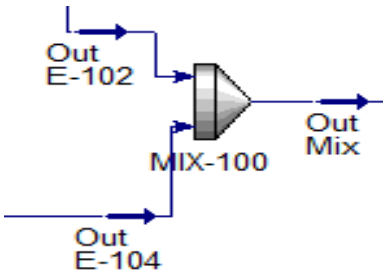
$Q_{loss}$ = 50.725,3 Kj/jam

**Tabel B.28** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Heater (E-104)

| Komponen | Masuk (Keluaran E-103) (Kj/jam) | Keluar (E-104) (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 348.200,23 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 1.312.400,35 |
| $Q_{Supply}$ | 1.014.505,56 | - |
| $Q_{loss}$ | - | 50.725,3 |
| **Total** | **1.362.705,8** | **1.362.705,8** |

## B.9 Perhitungan Neraca Energi Pada Mixer (Mix-100)

*Mixer* (Mix-100) adalah suatu alat atau mesin yang digunakan sebagai tempat bertemunya dua aliran umpan sebelum memasuki alat selanjutya.




**Gambar B.9** Mixer (Mix-100)

### a. Menghitung Panas Bahan Masuk Mixer ($\Delta H_1$)

**Out E-102**

Suhu bahan masuk : 300°C = 573,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 300°C = 573,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.29** Panas bahan masuk Mix-100 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 14.263,719 | 4.561.716,906 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 9.533,968 | 30.798,529 |
| **Total** | | | | **4.592.515,44** |

**Out E-104**

Suhu bahan masuk : 300°C = 573,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 300°C = 573,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.30** Panas bahan Masuk Mixer-100 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | 8.396,67 | 1.312.400,35 |
| **Total** | | | | **1.312.400,35** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Mixer ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 299,8°C = 572,95 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 299,8°C = 572,95 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.31** Panas bahan Keluar Mixer-100 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 14.252,091 | 4.557.998,134 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 9.526,773 | 30.775,287 |
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | 8.390,326 | 1.311.407,928 |
| **Total** | | | | **5.900.181,349** |

**c. Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas (M)**

$= \Delta H_2$ out $- \Delta H_1$ in

= 5.900.181,349 Kj/jam – 5 .904.915,79 Kj/jam

= -4.734,441 Kj/jam

**d. Neraca Energi Total**

H bahan masuk + $Q_{Supply}$ = H bahan keluar + $Q_{loss}$

Asumsikan $Q_{loss}$ = 5% dari $Q_{Supply}$ (kehilangan maks = 10% : Ulrich, hal 432)

5 .904.915,79 Kj/jam + $Q_{Supply}$ = 5.900.181,349Kj/jam + 5% $Q_{Supply}$

$Q_{Supply} - 0,05\ Q_{Supply}$ = (5.900.181,349) – (5 .904.915,79) Kj/jam

$0,95\ Q_{Supply}$ = -4.734,441 Kj/jam

$Q_{Supply}$ = -4.983,622 Kj/jam

$Q_{loss}$ = 5% $Q_{Supply}$

$Q_{loss}$ = 5% x (-4.983,622) Kj/jam

$Q_{loss}$ = -249,181 Kj/jam

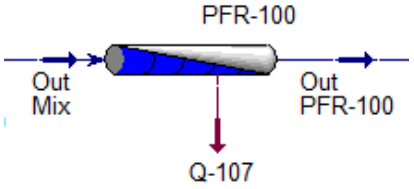
**Tabel B.32** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada *Mixer* (Mix-100)

| Komponen | Masuk (Kj/jam) | Keluar Mix-100 (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 5 .904.915,79 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 5.900.181,349 |
| $Q_{Supply}$ | -4.983,622 | - |
| $Q_{loss}$ | - | -249,181 |
| **Total** | **5.899.932,17** | **5.899.932,17** |

## B.10 Perhitungan Neraca Energi Reaktor (*Fixed Bed Multitube*)

*Fixed Bed Multitube* berfungsi sebagai tempat terjadinya reaksi antara metanol dengan oksigen, sehingga menghasilkan produk berupa formaldehid dengan beberapa impuritis yang tidak habis bereaksi.

$$CH_4O + {}^1/_2\, O_2 \rightarrow CH_2O + H_2O$$




**Gambar B.10** Reaktor *Fixed Bed Multitube* (PFR-100)

### a. Panas Bahan Masuk

$T_{in}$ = 299,8°C = 572,95°K
$T_{ref}$ = 25°C = 298,15°K

**Tabel B.33** Neraca Energi Masuk Reaktor (PFR-100)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 319,8126 | 14.252,091 | 4.557.998,134 |
| $H_2O$ | 58,05 | 3,2304 | 9.526,773 | 30.775,287 |
| $O_2$ | 5.001 | 156,3 | 8.390,326 | 1.311.407,928 |
| **Total** | | | | **5.900.181,349** |

### b. Menghitung Panas Keluar Reaktor

$T_{out}$ = 300°C = 573,15 K
$T_{ref}$ = 25°C = 298,15 K

**Tabel B.34** Neraca Energi Keluar Reaktor (PFR-101)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_2$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 234,467 | 7,303 | 14.263,72 | 104.165,084 |
| $H_2O$ | 5.687,892 | 315,740 | 9.533,97 | 3.010.257,748 |
| $CH_2O$ | 9.383,100 | 312,510 | 11.264,61 | 3.520.300,686 |
| **Total** | | | | **6.634.723,518** |

### c. Menghitung Panas Hasil Reaksi

Menghitung Panas Reaksi

Reaksi: $CH_4O + {}^1/_2\, O_2 \rightarrow CH_2O + H_2O$

a. Menghitung entalpi pada keadaan standar ($\Delta HR_{(298^oK)}$)

Data $\Delta H_R$ masing-masing komponen pada keadaan standar (298,15$^oK$) dapat dilihat pada tabel B.13

**Tabel B.35** Entalpi standart Masing-masing Komponen

| **Komponen** | **$\Delta H_R$ (kJ/kmol)** |
|---|---|
| $CH_4O$ | -201,195 |
| $O_2$ | 0 |
| $CH_2O$ | -115.874 |
| $H_2O$ | -241,818 |
| **Total** | **-156,498** |

$\Delta H_R$ = $\Delta H_R$ produk - $\Delta H_R$ reaktan

= -357,692 kJ/kmol – (-201,195 kJ/kmol)

= -156,498 kJ/kmol

Karena bernilai Negatif sehingga reaksi bersifat Eksotermis

b. Menghitung entalpi pada kondisi operasi

Perubahan entalpi reaktan dari 572,95$^oK$ menjadi 573,15 $^oK$ dapat ditentukan dengan persamaan sebagai berikut:

$$\Delta H_{R(572,95)} = \Delta H_{R(298,15)} + \int_{T_1}^{T_2} Cpi.dT$$

$$\Delta H_{R(572,95)} = \Delta H_{R(298,15)} + \int_{572,95\ K}^{573,15\ K} Cpi.dT$$

Dengan:

$$\int_{572,95\ K}^{573,15\ K} \Delta Cp.dT = \Delta A\ (T_2-T_1) + \frac{\Delta B}{2}(T_2^2-T_1^2) + \frac{\Delta C}{3}(T_2^3-T_1^3) + \frac{\Delta D}{4}(T_2^4-T_1^4) + \frac{\Delta E}{5}(T_2^5-T_1^5)$$

= 28,154 kJ/kmol

Sehingga entalpi pada keadaan operasi adalah:

$$\Delta H_{R(572,95)} = \Delta H_{R(298,15)} + \int_{572,95\ K}^{573,15\ K} Cpi.dT$$

= -156,498 kJ/kmol + 28,154 kJ/kmol

= -128,344 kJ/kmol

**d. Menghitung Panas Reaksi**

Jumlah $CH_4O$ mula-mula ($F_{Ao}$) = 319,8126 kmol/jam

Konversi 98%

Maka panas reaksi:

$Q_{reaksi}$ = $\Delta H_{R(572,95)}$ x $F_{Ao}$ x X

= -128,344 x 319,8126 x 0,98

= -40.225,108 kJ/jam

**e. Menghitung Panas dan Massa Air Pendingin**

Neraca Energi:

$Q_{in} - Q_{Out} + Q_{reaksi} - Q_{Kon} = Q_{acc}$

$Q_{in} - Q_{Out} + Q_{reaksi} - Q_{Kon} = 0$

$Q_{Cw} = Q_{in} - Q_{Out} + Q_{reaksi}$

= 5.900.181,349 Kj/jam – 6.634.723,518 Kj/jam + (-40.225,108 kJ/jam)

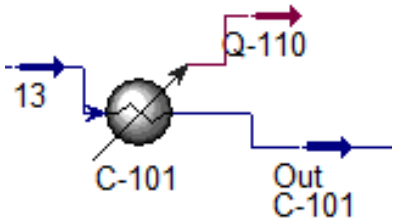
= -774.767,277 Kj/jam

**Tabel. B.36** Hasil Perhitungan Neraca Energi Total Reaktor (PFR-100)

| Komponen | Neraca Energi Total Reaktor (PFR-100) | |
|---|---|---|
| | **$Q_{in}$ (Keluaran Mix-100)** | **$Q_{out}$** |
| $CH_4O$ | 4.557.998,134 | 104.165,084 |
| $H_2O$ | 30.775,287 | - |
| $O_2$ | 1.311.407,928 | - |
| $CH_2O$ | - | 3.520.300,686 |
| $H_2O$ Produk | - | 3.010.257,748 |
| $Q_{cw}$ | - | -774.767,277 |
| $Q_{reaksi}$ | -40.225,108 | - |
| **Total** | **5.859.956,24** | **5.859.956,24** |

## B.11 Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-101)

*Cooler* (C-101) merupakan suatu alat atau mesin yang berfungsi untuk menurunkan temperatur dari suatu fluida.




**Gambar B.11** Cooler (C-101)

**a. Menghitung Panas Bahan Masuk Cooler ($\Delta H_1$)**

Adapun panas aliran masuk cooler (C-101) dari keluaran *heat exchanger* (HE-101).

Suhu bahan masuk : 225,7°C = 498,85 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 225,7°C = 498,85 $^{o}$K

T ref = 25°C = 298,15 $^{o}$K

**Tabel B.37** Panas bahan masuk C-101 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 234,4672 | 7,3028 | 10.044,93 | 73.356,13 |
| $H_2O$ | 5.687,892 | 315,7403 | 6.890,67 | 2.175.663,06 |
| $H_2O$ | 9.383,10 | 312,5099 | 7.917,30 | 2.474.235,21 |
| **Total** | | | | **4.723.254,404** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Cooler ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 100°C = 373,15 $^{o}$K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 100°C = 373,15 $^{o}$K

T ref = 25°C = 298,15 $^{o}$K

**Tabel B.38** Panas bahan Keluar Cooler-101 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 234,4672 | 7,3028 | 3.500,86 | 25.566,12 |
| $H_2O$ | 5.687,892 | 315,7403 | 2.539,21 | 801.731,17 |
| $H_2O$ | 9.383,10 | 312,5099 | 2.781,42 | 869.221,44 |
| **Total** | | | | **1.696.518,73** |

**c. Menghitung Kebutuhan Pendingin**

$= \Delta H_1$ in $- \Delta H_2$ out

= 3.026.735,68 Kj/jam

**Suhu Pendingin Masuk**

$T_{in}$ = 27°C = 300,15°K

$T_{ref}$ = 25°C = 298,15°K

Cp.ΔT = 151,06 Kj/Kmol

**Q Pendingin Masuk** = $Cp.\Delta T_{in}$ x n

= 151,06 Kj/Kmol x 99,76 kmol/jam

= 15.069,03 Kj/jam

**Suhu Pendingin Keluar**

$T_{in}$ = 65,5°C = 338,65°K

$T_{ref}$ = 25°C = 298,15°K

Cp.ΔT = 30.492,75 Kj/Kmol

n = 99,76

**Q Pendingin Keluar** = $Cp.\Delta T_{out}$ x n

= 30.492,75 Kj/Kmol x 99,76 kmol/jam

= 3.041.804,71 Kj/jam

**Q Serap** = Q Pendingin Keluar - Q Pendingin Masuk

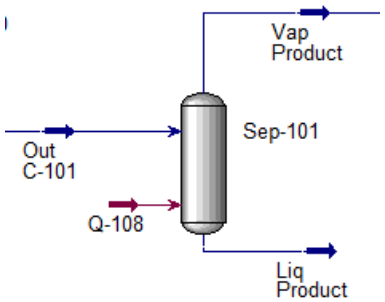
= 3.026.735,68 Kj/jam

**Tabel B.39** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-101)

| Komponen | Masuk (HE-101) | Keluar (C-101) |
|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 73.356,13 | 25.566,12 |
| $H_2O$ | 2.175.663,06 | 801.731,17 |
| $CH_2O$ | 2.474.235,21 | 869.221,44 |
| Q | - | 3.026.735,68 |
| **Total** | **4.723.254,40** | **4.723.254,40** |

## B.12 Perhitungan Neraca Energi Pada Separator (Sep-101)

Separator (Sep-101) merupakan suatu alat atau mesin yang berfungsi untuk memisahkan fasa liquid dan fasa gas produk keluaran reaktor dan cooler.




**Gambar B.12** Separator (Sep-101)

### a. Menghitung Panas Bahan Masuk Separator ($\Delta H_1$)

Suhu bahan masuk : 30°C = 303,15 °K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 30°C = 303,15 °K

T ref = 25°C = 298,15 $^{o}$K

**Tabel B.40** Panas Bahan Masuk Gas Pada Separator

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 87,6809 | 2,7364 | 224,1838 | 613,4566 |
| $H_2O$ | 185,9202 | 10,3202 | 168,2548 | 1.736,4234 |
| $CH_2O$ | 9.380,0554 | 312,3998 | 179,7210 | 56.144,7938 |
| **Total** | | | | **56.144,7938** |

**Tabel B.41** Panas Bahan Masuk Liquid Pada Separator

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 146,3134 | 4,5663 | 400,7148 | 1.829,7841 |
| $H_2O$ | 5502,1727 | 305,4200 | 377,4864 | 115.291,8907 |
| $CH_2O$ | 3,3032 | 0,11 | 178,3364 | 19,6170 |
| **Total** | | | | **117.141,2918** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Separator ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 30°C = 303,15 $^{o}$K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 30°C = 303,15 $^{o}$K

T ref = 25°C = 298,15 $^{o}$K

**Tabel B.42** Panas Bahan Keluar Gas Pada Separator

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 87,6809 | 2,7364 | 224,1838 | 613,4566 |
| $H_2O$ | 185,9202 | 10,3202 | 168,2548 | 1.736,4234 |
| $CH_2O$ | 9.380,0554 | 312,3998 | 179,7210 | 56.144,7938 |
| **Total** | | | | **56.144,7938** |

**Tabel B.43** Panas Bahan Keluar Liquid Pada Separator

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 146,3134 | 4,5663 | 400,7148 | 1.829,7841 |
| $H_2O$ | 5502,1727 | 305,4200 | 377,4864 | 115.291,8907 |
| $CH_2O$ | 3,3032 | 0,11 | 178,3364 | 19,6170 |
| **Total** | | | | **117.141,2918** |

**c. Menghitung Panas Yang Diberikan Oleh Steam (Q)**

$Q_{loss}$ = 2% ($\Delta H_1$ + Q)

Panas masuk = Panas keluar

$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + Q_{loss}$

$\Delta H_1 + Q = \Delta H_2 + 2\% (\Delta H_1 + Q)$

$Q = \Delta H_2 + 0{,}02\ \Delta H_1 + 0{,}02Q - \Delta H_1$

$Q - 0{,}02Q = \Delta H_2 + 0{,}02\ \Delta H_1 - \Delta H_1$

$0{,}98Q = \Delta H_2 - (0{,}98)(\Delta H_1)$

0,98Q = 175.635,966 Kj/jam – (0,98)( 175.635,966 Kj/jam)

Q = 3.512,7193 /0,98 Kj/jam

$Q_{Supply}$ = 3.584,4075 Kj/jam

**d. Menghitung Panas Yang Hilang**

$Q_{loss}$ = 2% ($\Delta H_1 + Q_{Supply}$)

= 2% (175.635,966 Kj/jam + 3.584,4075 Kj/jam)

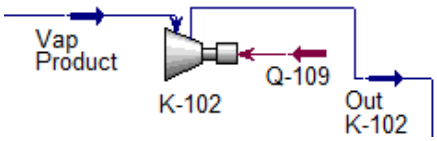
= 3.584,4075 Kj/jam

**Tabel B.44** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Separator (Sep-101)

| Komponen | Masuk (Keluaran C-102) (Kj/jam) | Keluar (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 2.443,2407 | 2.443,2407 |
| $H_2O$ | 117.028,3140 | 117.028,3140 |
| $CH_2O$ | 56.164,4108 | 56.164,4108 |
| $Q_{Supply}$ | 3.584,4075 | - |
| $Q_{loss}$ | - | 3.584,4075 |
| Total | 179.220,3730 | 179.220,3730 |

## B.13 Perhitungan Neraca Energi Kompressor (K-102)

Kompressor (K-102) adalah suatu alat atau mesin yang berfungsi untuk mengsupply kebutuhan *compressed* udara terkompresi dengan jumlah dan tekanan tertentu.




**Gambar B.13** Kompressor (K-102)

**a. Menghitung Panas Bahan Masuk Kompressor ($\Delta H_1$)**

Adapun panas aliran masuk kompressor dari keluaran separator (Sep-101).

Suhu bahan masuk : 30°C = 303,15 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T in = 30°C = 303,15 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.45** Panas bahan masuk K-102 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 87,6809 | 2,7364 | 224,1838 | 613,4566 |
| $H_2O$ | 185,9202 | 10,3202 | 168,2548 | 1.736,4232 |
| $CH_2O$ | 9.383,10 | 312,3998 | 179,7210 | 56.144,8045 |
| **Total** | | | | **58.494,6842** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Kompressor ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 169,5°C = 442,65 $^oK$

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 169,5°C = 442,65 $^oK$

T ref = 25°C = 298,15 $^oK$

**Tabel B.46** Panas bahan Keluar Kompressor-102 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 87,6809 | 2,7364 | 7.017,0540 | 19.201,4666 |
| $H_2O$ | 185,9202 | 10,3202 | 4.928,0743 | 50.858,7124 |
| $CH_2O$ | 9.383,10 | 312,3998 | 5.541,9462 | 1.731.302,8732 |
| **Total** | | | | **1.801.363,0522** |

**c. Neraca Energi Total**

H bahan masuk + Q $_{Supply}$ = H bahan keluar + Q $_{loss}$

Asumsikan Q $_{loss}$ = 5% dari Q $_{Supply}$ (kehilangan maks = 10% : Ulrich, hal 432)

58.494,6842 Kj/jam + Q $_{Supply}$ = 1.801.363,0522 Kj/jam + 5% Q $_{Supply}$

Q $_{Supply}$ – 0,05 Q $_{Supply}$ = (1.801.363,0522) – (58.494,6842) Kj/jam

0,95 Q $_{Supply}$ = 1.742.868,37 Kj/jam

Q $_{Supply}$ = 1. 834.598,28 Kj/jam

Q $_{loss}$ = 5% Q $_{Supply}$

Q $_{loss}$ = 5% x (1. 834.598,28) Kj/jam

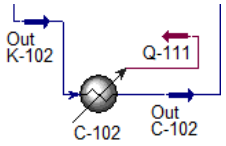
Q $_{loss}$ = 91.729,91 Kj/jam

**Tabel B.47** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Kompressor (K-102)

| Komponen | Masuk (Keluaran Sep-101) (Kj/jam) | Keluar (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 58.494,6842 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 1.801.363,0522 |
| Q $_{Supply}$ | 1. 834.598,28 | - |
| Q $_{loss}$ | - | 91.729,91 |
| Total | 1.893.092,96 | 1.893.092,96 |

## B.14 Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-103)

Cooler (C-102) merupakan suatu alat atau mesin yang berfungsi untuk menurunkan temperatur dari suatu fluida.




**Gambar B.14** Cooler (C-102)

**a. Menghitung Panas Bahan Masuk Cooler ($\Delta H_1$)**

Adapun panas aliran masuk cooler (C-103) diambil dari keluaran kompressor (K-102).

Suhu bahan masuk : 169,5°C = 442,65°K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1$ = n.cp. $\Delta T$

T in = 169,5°C = 442,65 $^{o}$K

T ref = 25°C = 298,15 $^{o}$K

**Tabel B.48** Panas bahan masuk C-102 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 87,6809 | 2,7364 | 7.017,0540 | 19.201,4666 |
| $H_2O$ | 185,9202 | 10,3202 | 4.928,0743 | 50.858,7124 |
| $CH_2O$ | 9.383,10 | 312,3998 | 5.541,9462 | 1.731.302,8732 |
| **Total** | | | | **1.801.363,0522** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Cooler ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan keluar : 22°C = 295,15 $^{o}$K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_2 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 22°C = 295,15 $^{o}$K

T ref = 25°C = 298,15 $^{o}$K

**Tabel B.49** Panas bahan Keluar Cooler-103 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $CH_3OH$ | 87,6809 | 2,7364 | -239,3914 | -655,0706 |
| $H_2O$ | 185,9202 | 10,3202 | -226,7658 | -2.340,2687 |
| $CH_2O$ | 9.383,10 | 312,3998 | -106,6853 | -33.328,4591 |
| **Total** | | | | **-36.323,7984** |

**c. Neraca Energi Total**

H bahan masuk + Q $_{Supply}$ = H bahan keluar + Q $_{loss}$

Asumsikan Q $_{loss}$ = 5% dari Q $_{Supply}$ (kehilangan maks = 10% : Ulrich, hal 432)

1.801.363,0522 Kj/jam + Q $_{Supply}$ = -36.323,7984 Kj/jam + 5% Q $_{Supply}$

Q $_{Supply}$ – 0,05 Q $_{Supply}$ = (-36.323,7984) – (1.801.363,0522) Kj/jam

0,95 Q $_{Supply}$ = -1.837.686,862 Kj/jam

Q $_{Supply}$ = -1.934.407,223 Kj/jam

$Q_{loss}$ = 5% $Q_{Supply}$

$Q_{loss}$ = 5% x (-1.934.407,223) Kj/jam

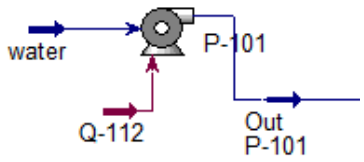
$Q_{loss}$ = -96.720,3611 Kj/jam

**Tabel B.50** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Cooler (C-101)

| Komponen | Masuk (Kj/jam) | Keluar (Kj/jam) |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 1.801.363,0522 | - |
| $\Delta H_2$ | - | -36.323,7984 |
| $Q_{Supply}$ | -1.934.407,223 | - |
| $Q_{loss}$ | - | -96.720,3611 |
| Total | -133.044,1596 | -133.044,1596 |

## B.15 Perhitungan Neraca Energi Pompa (P-101)

Fungsi dari pompa yaitu untuk menaikkan atau memperbesar tekanan cairan yang akan dialirkan dalam ruangan tertentu.




**Gambar B.15** Pompa (P-101)

**a. Menghitung Panas Bahan Msasuk Pompa ($\Delta H_1$)**

Suhu bahan masuk : 30℃ = 303,15 K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1$ = n.cp. $\Delta T$

T in = 30°C = 303,15 K

T ref = 25°C = 298,15 K

**Tabel B.51** Panas bahan Masuk P-101 ($\Delta H_1$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 5000 | 299,2 | 377,49 | 112.943,925 |
| **Total** | | | | **112.943,925** |

**b. Menghitung Panas Bahan Keluar Pompa ($\Delta H_2$)**

Suhu bahan masuk : 30,3°C = 303,18 K

Persamaan yang digunakan : $\Delta H_1 = n.cp.\ \Delta T$

T out = 30,03°C = 303,18 K

T ref = 25°C = 298,15 K

**Tabel B.52** Panas bahan Keluar P-101 ($\Delta H_2$)

| Komponen | M (kg/jam) | N (Kmol/jam) | Cp.ΔT (Kj/Kmol) | $\Delta H_1$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 5000 | 299,2 | 379,75 | 113.621,106 |
| **Total** | | | | **113.621,106** |

**c. Menghitung Kebutuhan Steam Pemanas (M)**

$= \Delta H_2$ out $- \Delta H_1$ in

= 113.621,106 Kj/jam – 112.943,925 Kj/jam

= 677,181 Kj/jam

**d. Neraca Energi Total**

H bahan masuk + Q $_{Supply}$ = H bahan keluar + Q $_{loss}$

Asumsikan Q $_{loss}$ = 5% dari Q $_{Supply}$ (kehilangan maks = 10% : Ulrich, hal 432)

112.943,925 Kj/jam + Q $_{Supply}$ = 113.621,106 Kj/jam + 5% Q $_{Supply}$

Q $_{Supply}$ – 0,05 Q $_{Supply}$ = (113.621,106) – (112.943,925) Kj/jam

0,95 Q $_{Supply}$ = 677,181 Kj/jam

Q $_{Supply}$ = 712,822 Kj/jam

Q $_{loss}$ = 5% Q $_{Supply}$

Q $_{loss}$ = 5% x (712,822) Kj/jam

Q $_{loss}$ = 35,6411 Kj/jam

**Tabel B.53** Hasil Perhitungan Neraca Energi Pada Pompa (P-101)

| **Komponen** | **Masuk (Kj/jam)** | **Keluar (Out P-101) (Kj/jam)** |
|---|---|---|
| $\Delta H_1$ | 112.943,925 | - |
| $\Delta H_2$ | - | 113.621,106 |
| $Q_{Supply}$ | 712,822 | - |
| $Q_{loss}$ | - | 35,6411 |
| Total | 113.656,747 | 113.656,747 |

# LAMPIRAN C
# SPESIFIKASI PERALATAN

Kapasitas Produksi : 120.000 ton/tahun

Waktu Operasi : 24 jam/hari ; 330 hari/tahun

Satuan Massa : Kilogram

Satuan Panas : Kilojoule

## C.1. Tangki Penyimpanan Metanol (V-101)

Fungsi : Menyimpan bahan baku berupa metanol

Bahan kontruksi : *Carbon steel* SA-285 *Grade* C

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *torispherical*

Jumlah : 2 unit

**Kondisi operasi**

Tekanan : 1 atm

Temperatur : 30 $^{o}$C

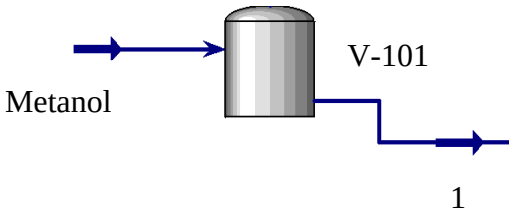
Laju alir massa : 10.246,41 kg/jam

Densitas : 782,8 kg/m$^3$

Kebutuhan perancangan : 7 hari

Waktu operasi : 24 jam

Total penyimpanan : 10.246,41 kg/jam × 7 × 24 jam
= 1.721.397 kg




**Gambar C.1** Tangki Metanol (V-101)

**1. Kapasitas Tangki (Vt)**

**a. Volume Tangki**

$$V = \frac{F\ x\ t\ x\ 24\ jam/hari}{\rho} \quad \text{.....(C.1)}$$

$$= \frac{1.721.397\ \text{kg/jam}}{782{,}8\ kg/m3}$$

$$= 2.199{,}025\ m^3$$

*Safety factor* = 20%

maka :

$V_t$ = (1 + 0,2) x 2.199,025 $m^3$

= 2.638,83 $m^3$

Volume tangki standar 1600 $m^3$ (Brownell & Young), maka untuk Vt = 2.638,83 $m^3$ digunakan 2 unit tangki.

Volume design 1 tangki $= \frac{Vt}{2}$

$$= \frac{2.638{,}83\ \text{m3}}{2}$$

= 1.319,415 $m^3$

**2. Dimensi Tangki**

Diketahui L/D pada 1 atm = 3

Diameter dalam (Di) $= \frac{\text{V design}}{\left(\frac{10\pi}{12}\right)^{1/3}}$ …….(C.2)

$$= \frac{1.319{,}415}{\left(\frac{10\ x\ 3{,}14}{12}\right)^{1/3}}$$

= 7,95 m = 313,36 in

Tinggi (h) $= \frac{3}{2}$ x Di…….……(C.3)

$= \frac{3}{2}$ x 7,95 m

= 11,93 m = 470,041 in

Jari-jari dalam (r) $= \frac{Di}{2}$……(C.4)

$= \frac{7,95}{2}$

= 3,97 m = 156,68 in

**a. Tebal *Shell* Tangki (ts)**

Menggunakan persamaan *Circumferensial Stress* ( P < 0,385 SE)

Dimana,

P = tekanan desain ( 1 atm = 14,695 psi = 16,165 (*safety factor* 10%))

D = diameter tangki ( 7,95 m)

S = *working stress* yang diizinkan (13700 psi)

E = efisiensi pengelasan ( 0,85 )

C = korosi yang diizinkan (0,0032 m )

Maka,

P < 0,385 SE

16,165 < 4.483,325

Sehingga tebal *shell* tangki:

ts $= \frac{PR}{SE-0,6\ P} + C$…….....(C.5)

ts $= \frac{16,165 \text{ x } 3,97}{(13.700)(0,85) -0,6 \text{ x } (16,165 )} + c$

ts = 0,2176 in + 0,0032

ts = 0,2208 in (dipilih 0,25 in)

OD = 2t +D.....(C.6)

= 2 (0,25 in )+ ( 313,36 in)

= 313,86 in = 318 in (diambil kelipatan 6)

**b. Panjang *Shell* Tangki (L)**

Untuk menentukan panjang *shell*, persamaan yang digunakan adalah:

L = L/D x (OD-2ts)……(C.7)

= 3 x (318-(2 x 0,25))

= 952,5 in = 24,19 m

**c. Volume Torispherical ( Ve )**

Ve $= \frac{\pi}{24}$ x $Dt^3$.....(C.8)

$= \frac{3,14}{24}$ x ( 7,95 m)$^3$

= 65,73 $m^3$

**d. Volume Silinder (Vs)**

Vs = Vt – Ve.....(C.9)

= (2.638,83 $m^3$ – 65,73 $m^3$)

= 2.573,1 $m^3$

**e. Tinggi Tangki Total**

Tinggi *Torispherical Head* = ($\frac{1}{4}$) x Dt.....(C.10)

= ($\frac{1}{4}$) x 7,95 m

= 1,9875 m

Maka, Tinggi Total Tangki = Tinggi tangki + tinggi head .....(C.11)

=( 11,93 + 1,9875) m

= 13,9 m

**3. Desain *Head***

Bentuk atap yang digunakan adalah *torispherical head and dished head*. Jenis *head* ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya temperature di dalam tangki sehingga mengakibatkan naiknya tekanan dalam tangki. *Torispherical head and dished head* mempunyai rentang *allowable pressure* < 13,609 atm.

**a. Ketebalan *head***

Dari Brownell & Young 1959, diketahui:

rc = 313,36 in

icr = 0,06 x 313,36 = 18,8016 in

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan:

th $= \frac{0,885.\ P.L\ .}{(SE-0,2P)} + C$……...(C.12)

$= \frac{0,885\ .1,1.\ 952,5}{(13.700\ x\ 0,85)-(0,2\ x\ 1,1)} + 0,25$

= 0,329 in (diambil 0,375 in)

Untuk th = 0,375 in dari Tabel (Brownell & Young, 1959) diperoleh:

Sf = 1,3 in

**b. *Depth of Dish* (b)**

b = rc - $\sqrt{(rc - icr)^2 - (\frac{ID}{2} - icr)}$^2 ……..……..(C.13)

= 313,36 - $\sqrt{(313,36 - 18,8016)^2 - (\frac{313,36}{2} - 313,36)}$^2

= 313,36 – 249,43

= 63,93 in

**c. Tinggi *Head* (OA)**

OA = th + b + sf …….(C.14)

= 0,375 in + 63,93 in + 1,3 in

= 65,605 in = 1,66 m

**C.2. Tangki Oksigen (V-100)**

Fungsi : Menyimpan bahan baku berupa oksigen

Bahan kontruksi : *Carbon steel* SA-285 *Grade* C

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *torispherical*

Jumlah : 1 unit

**Kondisi operasi**

Tekanan : 1 atm

Temperatur : -182,8 $^oC$

Laju alir massa : 5001 kg/jam

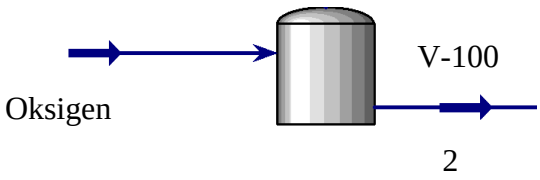
Densitas : 1.145 kg/$m^3$

Kebutuhan perancangan : 7 hari

Waktu operasi : 24 jam

Total penyimpanan : 5001 kg/jam × 7 hari × 24 jam/hari

: 840.168 Kg




**Gambar C.2** Tangki Oksigen ( V-100)

**1. Kapasitas Tangki (Vt)**

**a. Volume Tangki**

$$V = \frac{F\ x\ t\ x\ 24\ jam/hari}{\rho} \quad \text{.....(C.15)}$$

$$= \frac{840.168\ \text{kg/jam}}{1.145\ kg/m3}$$

$= 733{,}77\ m^3$

*Safety factor* = 20%

maka :

$V_t = (1 + 0{,}2) \times 733{,}77\ m^3$

$= 880{,}525\ m^3$

Volume tangki standar 1600 $m^3$ (Brownell & Young), maka untuk Vt = 880,525 $m^3$ digunakan 1 unit tangki.

**2. Dimensi Tangki**

Diketahui L/D pada 1 atm = 3

$$\text{Diameter dalam (Di)} = \frac{\text{V design}}{\left(\frac{10\pi}{12}\right)^{1/3}} \quad \text{.....(C.16)}$$

$$= \frac{880{,}525}{\left(\frac{10\ x\ 3{,}14}{12}\right)^{1/3}}$$

$= 5{,}52\ m = 217{,}3\ in$

Tinggi (h) $= \frac{3}{2}$ x Di……(C.17)

$= \frac{3}{2}$ x 5,52 m

= 8,28 m = 326 in

Jari-jari dalam (r) $= \frac{Di}{2}$……(C.18)

$= \frac{6,95}{2}$

= 2,76 m = 108,7 in

**a. Tebal *Shell* Tangki (ts)**

Menggunakan persamaan *Circumferensial Stress* ( P < 0,385 SE)

Dimana,

P = tekanan desain ( 1 atm = 14,695 psi = 16,165 (*safety factor* 10%))

D = diameter tangki ( 5,52 m)

S = *working stress* yang diizinkan (13700 psi)

E = efisiensi pengelasan ( 0,85 )

C = korosi yang diizinkan (0,0032 m )

Maka,

P < 0,385 SE

16,165 < 4.483,325

Sehingga tebal *shell* tangki:

ts $= \frac{PR}{SE-0,6\ P} + C$…….....(C.19)

ts $= \frac{16,165 \text{ x } 3,47 \text{ m}}{(13.700)(0,85) -0,6 \text{ x } (16,165)} + c$

ts = 0,15 in + 0,0032

ts = 0,154 in (dipilih 0,2 in)

OD = 2t + D.....(C.20)

= 2 (0,2 in )+ ( 217,3 in)

= 217,74 in = 222 in (diambil kelipatan 6)

**b. Panjang *Shell* Tangki (L)**

Untuk menentukan panjang *shell*, persamaan yang digunakan adalah:

L = L/D x (OD-2ts)……(C.21)

= 3 x (222-(2 x 0,2))

= 664,8 in = 16,88 m

**c. Volume Torispherical ( Ve )**

Ve $= \frac{\pi}{24}$ x $Dt^3$.....(C.22)

$= \frac{3,14}{24}$ x ( 5,52 m)$^3$

= 22,005 $m^3$

**d. Volume Silinder (Vs)**

Vs = Vt – Ve.....(C.23)

= (880,525 $m^3$ – 22,005 $m^3$)

= 858,52 $m^3$

**e. Tinggi Tangki Total**

Tinggi *Torispherical Head* = $(\frac{1}{4})$ x Dt.....(C.24)

= $(\frac{1}{4})$ x 5,52 m

= 1,375 m

Maka, Tinggi Total Tangki = Tinggi tangki + tinggi head .....(C.25)

=(8,28 + 1,375) m

= 9,655 m

**3. Desain *Head***

Bentuk atap yang digunakan adalah *torispherical head and dished head*. Jenis *head* ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya temperature di dalam tangki sehingga mengakibatkan naiknya tekanan dalam tangki. *Torispherical head and dished head* mempunyai rentang *allowable pressure* < 13,609 atm.

**a. Ketebalan *head***

Dari Brownell & Young 1959, diketahui:

rc = 217,3 in

icr = 0,06 x 217,3 = 13,038 in

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan:

$$th = \frac{0,885.\ P.L\ .}{SE-0,2P)} + C \text{……..…..(C.26)}$$

$$= \frac{0,885\ .1,1.\ 664,8}{(13.700 \text{ x } 0,85)-(0,2 \text{ x } 1,1)} + 0,25$$

= 0,305 in (diambil 0,35 in)

Untuk th = 0,35 in dari Tabel (Brownell & Young, 1959) diperoleh:

Sf = 1,3 in

**b. *Depth of Dish* (b)**

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - (\frac{ID}{2} - icr)^2} \text{ ……..(C.27)}$$

$$= 217,3 - \sqrt{(217,3 - 13,038)^2 - (\frac{217,3}{2} - 217,3)^2}$$

= 217,3 – 172,96

= 44,34 in

**c. Tinggi *Head* (OA)**

OA = th + b + sf…….(C.28)

= 0,3 in + 44,34 in + 1,3 in

= 45,94 in = 1,16 m

**C.3 Tangki Penyimpanan Produk Formaldehid**

Fungsi : Menyimpan produk berupa formaldehid

Bahan kontruksi : *Carbon steel* SA-285 *Grade* A

Bentuk : Silinder vertikal dengan alas datar dan tutup *Torispherical*

Jumlah : 5 unit

**Kondisi operasi**

Tekanan : 5 atm

Temperatur : 22,91 $^{o}$C

Laju alir massa : 15.940 kg/jam

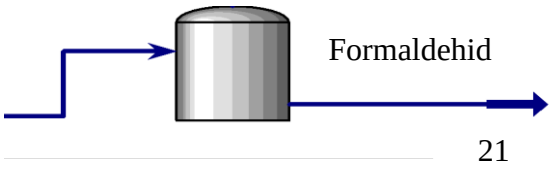
Densitas : 430,1 kg/$m^3$

Kebutuhan perancangan : 7 hari

Waktu operasi : 24 jam

Total penyimpanan : 15.940 kg/jam × 7 × 24 jam

= 2.677.920 kg




**Gambar C.3** Tangki Produk Formaldehid

**1. Kapasitas Tangki (Vt)**

**a. Volume Tangki**

$$V = \frac{F\ x\ t\ x\ 24\ jam/hari}{\rho} \quad \text{.....(C.29)}$$

$$= \frac{2.677.920\ \text{kg/jam}}{430{,}1\ kg/m3}$$

= 6.226,27 $m^3$

*Safety factor* = 20%

maka :

$V_t$ = (1 + 0,2) x 6.226,27 $m^3$

= 7.471,524 $m^3$

Volume tangki standar 1600 $m^3$ (Brownell & Young), maka untuk Vt = 7.471,524 $m^3$ digunakan 5 unit tangki.

Volume design 1 tangki $= \frac{Vt}{2}$

$$= \frac{7.471{,}524}{5}$$

= 1.494,3048 $m^3$

**2. Dimensi Tangki**

Diketahui L/D pada 1 atm = 3

Diameter dalam (Di) $= \frac{\text{V design}}{\left(\frac{10\pi}{12}\right)^{1/3}}$……(C.30)

$= \frac{1.494{,}3048}{\left(\frac{10\ x\ 3{,}14}{12}\right)^{1/3}}$

= 8,296 m = 326,636 in

Tinggi (h) $= \frac{3}{2}$ x Di……..……(C.31)

$= \frac{3}{2}$ x 8,296 m

= 12,44 m = 489,95 in

Jari-jari dalam (r) $= \frac{\text{Di}}{2}$……..……(C.32)

$= \frac{8{,}296}{2}$

= 4,148 m = 163,318 in

**a. Tebal *Shell* Tangki (ts)**

Menggunakan persamaan *Circumferensial Stress* ( P < 0,385 SE)

Dimana,

P = tekanan desain ( 5 atm = 73,47 psi = 80,817 (*safety factor* 10%))

D = diameter tangki ( 8,296 m)

S = *working stress* yang diizinkan (13700 psi)

E = efisiensi pengelasan ( 0,85 )

C = korosi yang diizinkan (0,0032 m )

Maka,

P < 0,385 SE

80,817 < 4.483,325

Sehingga tebal *shell* tangki:

ts $= \frac{\text{PR}}{\text{SE-0,6 P}} + \text{C}$…….....(C.33)

ts $= \frac{80{,}817 \text{ x } 163{,}318 \text{ m}}{(13.700)(0{,}85) - 0{,}6 \text{ x } (80{,}817)} + c$

ts = 1,134 in + 0,0032

ts = 1,14 in (dipilih 1,25 in)

OD = 2t +D.....(C.34)

= 2 (1,138 in )+ (326,636 in)

= 329,135 in = 330 in (diambil kelipatan 6)

**b. Panjang *Shell* Tangki (L)**

Untuk menentukan panjang *shell*, persamaan yang digunakan adalah:

L = L/D x (OD-2ts)……(C.35)

= 3 x (330-(2 x 1,25))

= 946,5 in = 24,04 m

**c. Volume Torispherical ( Ve )**

Ve $= \frac{\pi}{24}$ x $Dt^3$.....(C.36)

$= \frac{3{,}14}{24}$ x ( 8,296 m)$^3$

= 74,70 $m^3$

**d. Volume Silinder (Vs)**

Vs = Vt – Ve.....(C.37)

= (7.471,524 $m^3$– 74,70 $m^3$)

= 7.396,824 $m^3$

**e. Tinggi Tangki Total**

Tinggi *Torispherical Head* = $(\frac{1}{4})$ x Dt.....(C.38)

= $(\frac{1}{4})$ x 8,296 m

= 2,074 m

Maka, Tinggi Total Tangki = Tinggi tangki + tinggi head .....(C.39)

=(12,44 + 2,074) m

= 14,5 m

**3. Desain *Head***

Bentuk atap yang digunakan adalah *torispherical head and dished head*.

Jenis *head* ini untuk mengakomodasi kemungkinan naiknya temperature di dalam tangki sehingga mengakibatkan naiknya tekanan dalam tangki. *Torispherical head and dished head* mempunyai rentang *allowable pressure* < 13,609 atm.

**a. Ketebalan *head***

Dari Brownell & Young, diketahui:

rc = 326,636 in

icr = 0,06 x 326,636 = 19,6 in

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan:

$$th = \frac{0,885.\ P.L}{(SE-0,2P)} + C \quad \text{.....(C.40)}$$

$$= \frac{0,885.\ 5,5\ .\ 946,5}{(\ 13.700x\ 0,85)-(0,2\ x\ 5,5)} + 0,25$$

= 0,645 in (diambil 1 in)

Untuk th = 1 in dari Tabel (Brownell & Young, 1959) diperoleh:

Sf = 1,3 in

**b. *Depth of Dish* (b)**

$$b = rc - \sqrt{(rc - icr)^2 - (\frac{ID}{2} - icr)^2} \quad \text{.....(C.41)}$$

$$= 326,636 - \sqrt{(326,636 - 19,6)^2 - (\frac{326,636}{2} - 326,636)^2}$$

= 326,636 – 259,996

= 66,64 in

**c. Tinggi *Head* (OA)**

OA = th + b + sf.....(C.42)

= 1 in + 66,64 in + 1,3 in

= 68,94 in = 1,75 m

**C.4. Pompa (P– 100)**

Fungsi : Untuk mengalirkan bahan baku Metanol dari tangki bahan

baku menuju Vaporizer

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi : Tekanan (P) :1,3 atm

Temperatur (T) : $30^0$C

Laju alir massa (F) :10.246,41 kg/jam

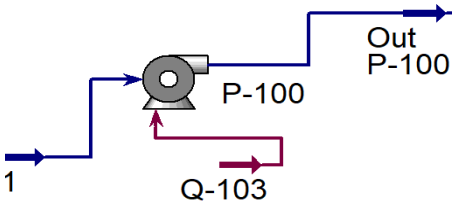
: 6,2749 lb/s

Densitas (ρ) : 781,8 kg/$m^3$

: 48,7843lb/ $ft^3$

Viskositas (μ) : 0,5101 cP

: 0,0003 lb/ft.s




**Gambar C.4** Pompa (P-100)

*Suction :*

$T_1$ = 30 $^O$C

$P_1$ = 1 atm

= 101,33 kPa

*Discharge:*

$T_2$ = 30 $^O$C

$P_2$ = 1,3 atm

= 131,7225 kPa

**a. Menghitung Debit Cairan**

Diambil *over design* = 10%

FV *design* = 1,10 x 22.589,4404 lb/jam

= 24.848,3845 lb/jam

$$Q = \frac{\text{FV design}}{\rho} \quad \text{.....(C.43)}$$

$$= \frac{24.848,3845}{48,7843}$$

= 509,3519 $ft^3$/jam = 0,1415 $ft^3$/s

$= 14{,}423215\ m^3/jam$

**b. Menghitung Diameter Pipa**

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14). Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$ID_{opt} = 3{,}9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \quad \text{.....(C.44)}$$

$$= 3{,}9 \times (0{,}1415)^{0,45} \times (48{,}7843\ lb/ft^3)^{0,13}$$

$$= 2{,}6814\ in$$

**Tabel C.1** Pipa *commercial steel* dengan ukuran

| | | |
|---|---|---|
| NPS | 3 in | 0,0762 m |
| Sch | 40 in | 1,016 m |
| OD | 3,5 in | 0,2917 ft |
| ID | 3,068 in | 0,2557 ft |
| A | 0,0513 $ft^2$ | - |

(**Sumber :**Appendix A.5-1, Geankoplis 1993)

**c. Menentukan Bilangan Reynold (Nre)**

Bilangan reynold (Nre) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis,1993).

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0{,}1415\ \frac{ft^3}{s}}{0{,}0513\ ft^2}$$

$$= 2{,}75\ ft/det$$

$$Nre = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \quad \text{.....(C.45)}$$

$$= \frac{48{,}7843\ lb/ft^3 \times 2{,}75\ f/det \times 0{,}2557\ ft}{0{,}0003\ lb/ft.det}$$

$$= 100.357 > 4000 \text{ (aliran turbulen) } \alpha = 1$$

**d. Menghitung Panjang Equivalent**

Faktor koreksi, $\alpha = 1$

Diameter pipa = 0,0889 m

Roughness, ε = 0,000046 (untuk pipa *commercial steel*)

$$\varepsilon/D = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}0889 \text{ m}}$$ (Geankoplis fig. 2.10-3, hal 99)

= 0,00052 m

Dari Gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh f = 0,005

1. Digunakan 4 Buah *elbow* 90$^o$

   Le/D = 35 in = 2,9667 ft

   Le = 4 × 2,9667 ft × 0,2557 ft

   = 2,9828 ft

2. Digunakan 1 buah *globe valve* (*wide open*)

   Le/D = 300 in = 25 ft

   Le = 1 × 25 ft × 0,2557 ft

   = 6,3917 ft

3. Digunakan 1 buah *gate valve*

   Le/D = 9 in = 0,75 ft

   Le = 1 × 0,75 ft × 0,2557 ft

   = 0,1917 ft

4. Digunakan 1 buah *Check Valve* (*swing)*

   Le/D = 8,333 ft

   Le = 1 × 8,333 ft × 0,2557 ft

   = 2,1306 ft

   Panjang ekivalen, Le = 2,9828 ft +6,3917 ft + 0,1917 ft + 2,1306 ft

   = 11,6967 ft

   = Pipa + Fitting

   = 98,4252 + 11,6967

   = 110,1219 ft

**e. Menghitung *Friction Loss***

1. *Contraction loss* pada *tank exit*:

$$Hc = 0{,}55 \text{ x } \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times gc}$$ .....(C.46)

$$= 0{,}55 \times (1\text{-}0) \times \frac{(2{,}75)^2}{2 \times 32{,}174}$$

$$= 0{,}0650 \text{ ft lbf/lbm}$$

2. Friksi pada pipa lurus

Nre = 100.357

ID = 0,2557 ft

f = 0,005

Ff $= 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{V^2}{2gc}$ .....(C.47)

$$= 4\,(0{,}005)\,\frac{98{,}4252}{0{,}2557} \times \frac{2{,}75^2}{2 \text{ x } (32{,}174)}$$

$$= 0{,}9102 \text{ ft lbf/lbm}$$

3. Friksi pada sambungan (*elbow*)

Jumlah elbow = 4

Kf = 0,75 (Tabel 2.10-1,Geankoplis)

Hf $= \Sigma Kf \left[\frac{V^2}{2gc}\right]$ .....(C.48)

$$= 4\,(0{,}75)\,\frac{2{,}75^2}{2\,(32{,}174)}$$

$$= 0{,}0711 \text{ ft lbf/lbm}$$

4. Friksi pada *gate valve*

Kf = 0,17 (Tabel 2.10-1, Geankoplis,1993)

Hf $= Kf\left(\frac{v^2}{2 \text{ x } \alpha \text{ xgc}}\right)$ .....(C.49)

$$= 0{,}17\left(\frac{(2{,}75\,\frac{ft}{s})^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174}\right)$$

$$= 0{,}0201 \text{ ft.lbf/lbm}$$

5. Terdapat 1 buah *globe valve*

Kf = 6 (Tabel 2.10-1, Geankoplis,1993)

Hf $= Kf\left(\frac{v^2}{2 \text{ x } \alpha \text{ xgc}}\right)$ .....(C.50)

$$= 6\left(\frac{(2{,}75\ \frac{ft}{s})^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174}\right)$$

$$= 0{,}7093 \text{ ft.lbf/lbm}$$

6. Terdapat 1 buah *Check Valve*

Kf = 2 (Tabel 2.10-1, Geankoplis,1993)

$$Hf = Kf\left(\frac{v^2}{2 \text{ x } \alpha \text{ xgc}}\right) \quad \text{.....(C.51)}$$

$$= 2\left(\frac{(2{,}75\ \frac{ft}{s})^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174}\right)$$

$$= 0{,}2364 \text{ ft.lbf/lbm}$$

Total Hf =( 0,0711 + 0,020 + 0,7093 +0,2364) ft.lbf/lbm

= 1,3204 ft.lbf/lbm

7. Friksi karena ekspansi

$$Hex = (1- \frac{A2}{A1}) - (\frac{V^2}{2\alpha}) \quad \text{.....(C.52)}$$

A2/A1 = 0

$$Hex = (1\text{-}0) - \frac{V^2}{2gc} \quad \text{.....(C.53)}$$

$$= 1- \frac{2{,}75^2}{2(32{,}174)}$$

$$= 0{,}1182 \text{ ft lbf/lbm}$$

Total friksi ΣF =total hf + Hc + Hex + Ff

= (1,3204+ 0,0650 + 0,1182 + 0,9102) ft lbf/lbm

= 2,4138 ft lbf/lbm

**f. Menghitung tenaga pompa yang digunakan**

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli (pers 2.7-2.8 1993).

$$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{V1^2}{2.agc} + \sum F \quad \text{.....(C.54)}$$

$$-wf = 13{,}0138 + \left( 22{,}96\text{-}4{,}06 \times \frac{32{,}174}{32{,}174} \right) + \left( \frac{2{,}75\text{^}2}{2 \times 32{,}174.1} \right) + 2{,}4138$$

= 623,5584 ft lbf/lbm

Untuk nilai efisiensi pompa = 75 %, maka:

BHP = (Q x $\rho$ x -Wf)/(550 x efisiensi pompa)

= (0,1415 x 623,5584 x 34,793)/(550 x 75%)

= 10,4340 Hp

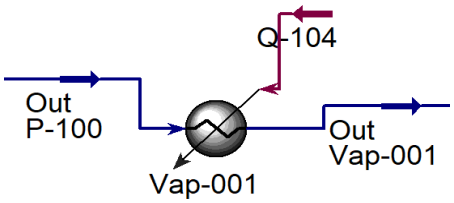
= 7,7837 Kw

## C.5 Vaporizer (Vap-001)

Fungsi : Memanaskan Metanol dari suhu 30 $^{o}$C ke 74,03 $^{o}$C

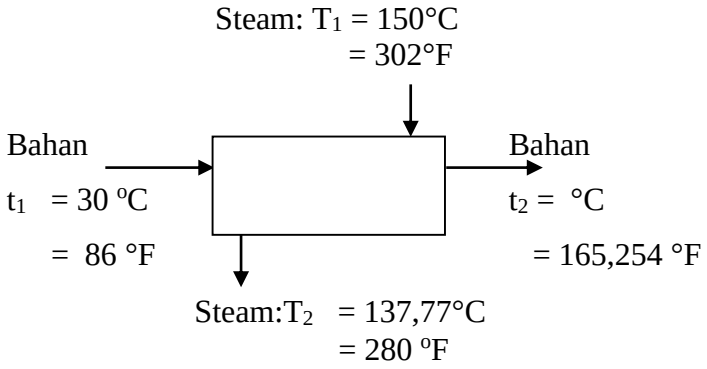
Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk HE dengan luas perpindahan panas < 200 ft




**Gambar C.5 Vaporizer** (Vap-001)

Diagram suhu:




**Perhitungan :**

Laju alir masuk umpan = 10.246,41 kg/jam = 22.593,33 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 565.986,9 Btu/jam

**Tabel C.2** Perbedaan Suhu

| **Temperatur** | **Fluida Panas (°F)** | **Fluida Dingin (°F)** | **Selisih (°F)** |
|---|---|---|---|
| Tinggi | $T_1 = 302$ | $t_2 = 165,254$ | $T_1 - t_2 = 136,746$ |
| Rendah | $T_2 = 280$ | $t_1 = 86$ | $T_2 - t_1 = 194$ |
| Selisih | $T_1 - T_2 = 22$ | $t_2 - t_1 = 79,254$ | $\Delta t = 57,254$ |

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln (T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)} \quad \text{.....(C.55)}$$

$$= \frac{57,254}{\ln 57,254}$$

$$= 163,7078$$

$$R = \frac{T2 - T1}{t_2 - t_1} \quad \text{.....(C.56)}$$

$$= \frac{22}{79,254}$$

$$= 0,277$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{.....(C.57)}$$

$$= \frac{79,254}{216}$$

$$= 0,366$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad \text{.....(C.58)}$$

$$= \frac{302 + 280}{2}$$

$$= 291\ ^oF$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad \text{.....(C.59)}$$

$$= \frac{86 + 165,254}{2}$$

$$= 125,627\ ^oF$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T$ = 0,98 maka,

$\Delta t = F_T$ . LMTD .....(C.60)

$\Delta t = 0{,}98 \times 163{,}7078$ °F

$= 160{,}4336$ °F

Diketahui: $U_D$ = 40-75 Btu/jam.ft$^2$. °F

Asumsi : $U_D$ = 50 Btu/j Ft$^2$. F (kern ; Tabel 8 hal. 840)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} \quad \text{.....(C.61)}$$

$$= \frac{565.986{,}9}{50 \text{ x } 160{,}4336}$$

$= 70{,}55715$ ft$^2$

Karena A < 200 ft$^2$, maka digunakan tipe *Double Pipe* dengan ukuran standar yang digunakan (Kern,1965, hal:103):

***Outer Pipe***

NPS = 3 in

*Schedule Number* = 40

OD = 3,5 in

ID = 3,068 in

a" = 0,804 ft$^2$/ft

***Inner pipe***

NPS = 2 in

*Schedule Number* = 40

OD = 2,38 in

ID = 2,067 in

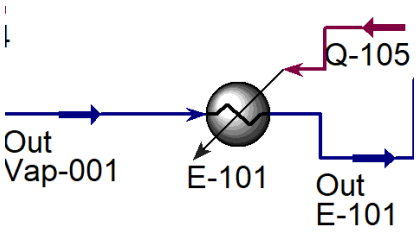
a" = 0,542 ft$^2$/ft

**C.6 *Heater* (E-101)**

Fungsi : Menaikkan suhu metanol dari 74,03°C menjadi 100 °C

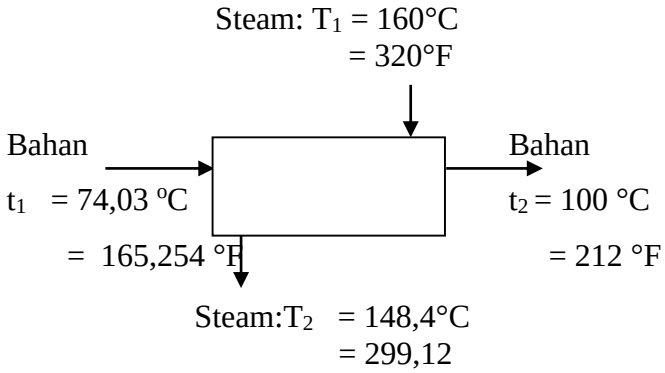
Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk HE dengan luas perpindahan panas < 200 ft$^2$




**Gambar C.6** *Heater* (E-101)

Diagram suhu:




**Perhitungan :**

Laju alir masuk umpan = 10.246,41 kg/jam = 22.593,33405 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 422.546,56 Kj/jam = 400.496,8636Btu/jam

**Tabel C.3** Perbedaan suhu

| **Temperatur** | **Fluida Panas (°F)** | **Fluida Dingin (°F)** | **Selisih (°F)** |
|---|---|---|---|
| Tinggi | $T_1 = 320$ | $t_2 = 212$ | $T_1 - t_2 = 108$ |
| Rendah | $T_2 = 299,12$ | $t_1 = 165,254$ | $T_2 - t_1 = 133,866$ |
| Selisih | $T_1 - T_2 = 20,88$ | $t_2 - t_1 = 46,746$ | $\Delta t = 25,866$ |

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln (T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)} \quad \text{.....(C.62)}$$

$$= \frac{25,866}{\ln 25,866}$$

$$= 120,476$$

$$R = \frac{T1-T2}{t_2-t_1} \quad \text{.....(C.63)}$$

$$= \frac{20,88}{46,746}$$

$$= 0,446$$

$$S = \frac{t_2- t_1}{T_1-t_1} \quad \text{.....(C.64)}$$

$$= \frac{46,746}{154,746}$$

$$= 0,3020$$

$$T_c = \frac{T_1+T_2}{2} \quad \text{.....(C.65)}$$

$$= \frac{320 + 299,12}{2}$$

$$= 309,56\ ^oF$$

$$t_c = \frac{t_1+ t_2}{2} \quad \text{.....(C.66)}$$

$$= \frac{165,254 + 212}{2}$$

$$= 188,627\ ^oF$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,98$ maka,

$$\Delta t = F_T \,.\, LMTD \quad \text{.....(C.67)}$$

$$\Delta t = 0,98 \times 120,476$$

$$= 118,0611\ ^oF$$

Diketahui: $U_D$ = 40-75 Btu/jam.ft$^2$. $^o$F

Asumsi : $U_D$ = 50 Btu/j Ft$^2$. F (kern ; tabel 8 hal. 840)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} \quad \text{.....(C.68)}$$

$$= \frac{400.496,8636}{50 \text{ x } 118,0611}$$

$$= 67,845\ ft^2$$

Karena A < 200 ft$^2$, maka digunakan tipe *Double Pipe* dengan ukuran standar yang digunakan (Kern,1965, hal:103):

***Outer Pipe***

NPS = 3 in

*Schedule Number* = 40

OD = 3,5 in

ID = 3,068 in

a" = 0,804 $ft^2/ft$

***Inner pipe***

NPS = 2 in

*Schedule Number* = 40

OD = 2,38 in

ID = 2,067 in

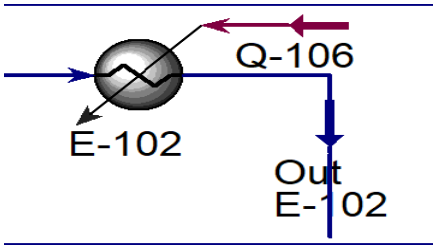
a" = 0,542 $ft^2/ft$

## C.7 *Heater* (E-102)

Fungsi : Menaikkan suhu metanol dari 210$^o$C ke 300$^o$C

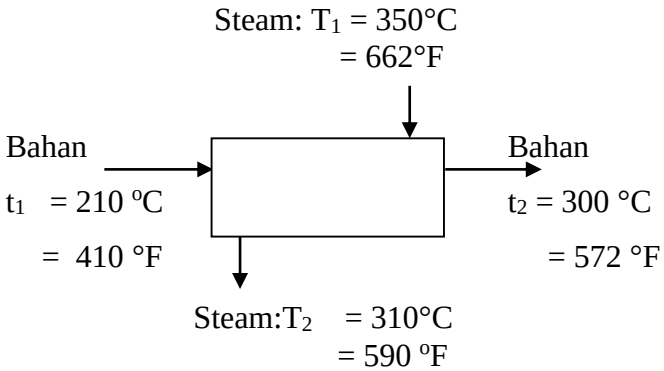
Tipe : 1-2 *shell and tube heat exchanger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.




**Gambar C.7** *Heater* (E-102)

Diagram suhu:



**Perhitungan :**

Laju alir masuk umpan = 10.246,41 kg/jam = = 22.593,33405 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 1.631.053 Btu/jam

**Tabel C.4** Perbedaan suhu

| **Temperatur** | **Fluida Panas (ºF)** | **Fluida Dingin (ºF)** | **Selisih (ºF)** |
|---|---|---|---|
| Tinggi | $T_1 = 662$ | $t_2 = 572$ | $T_1 - t_2 = 90$ |
| Rendah | $T_2 = 590$ | $t_1 = 410$ | $T_2 - t_1 = 180$ |
| Selisih | $T_1 - T_2 = 72$ | $t_2 - t_1 = 162$ | $\Delta t = 90$ |

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln (T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)} \quad \text{.....(C.69)}$$

$$= \frac{90}{\ln 90}$$

$$= 129{,}8426$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t_2 - t_1} \quad \text{.....(C.70)}$$

$$= \frac{72}{162}$$

$$= 0{,}44$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{.....(C.71)}$$

$$= \frac{162}{252}$$

$$= 0{,}642$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad \text{.....(C.72)}$$

$$= \frac{662 + 590}{2}$$

$$= 626^{o}F$$

$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$ .....(C.73)

$= \frac{410 + 572}{2}$

$= 491\ ^oF$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,94$ maka,

$\Delta t = F_T$ . LMTD .....(C.74)

$\Delta t = 0,94 \times 129,8426\ ^\circ F$

$= 122,052\ ^oF$

dipilih *tube* ukuran $1\frac{1}{2}$ in OD; 16 BWG; $1\frac{7}{8}$-in triangular pitch

a = 0,3925 $ft^2$

Asumsi : $U_D$ = 50 Btu/j $Ft^2$ F (kern ; Tabel 8 hal. 840)

$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$ .....(C.75)

$= \frac{1.631.053}{50 \text{ x } 122,052}$

$= 267,27\ ft^2$

$Nt = \frac{A}{L \times a}$ .....(C.76)

$= \frac{267,27}{10 \times 0,3925}$

= 68,09 buah

Digunakan Nt = 69 (Kern; Tabel 9 hal. 841)

**Tabel C.5** Spesifikasi Alat

| | |
|---|---|
| *Tube passes* | 2 |
| ID *shell* | 17 ¼ in |
| Pitch | $1\frac{7}{8}$ in *triangular* |

A baru = Nt × L × a .....(C.77)

= 69 × 10 ×0,3925

$= 270{,}825\ ft^2$

$$\text{UD baru} = \frac{Q}{A\ \text{baru} \times \Delta T} \quad \text{.....(C.78)}$$

$$= \frac{1.631.053}{270{,}825 \times 122{,}052}$$

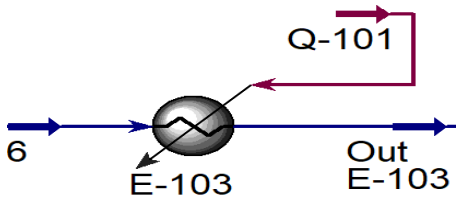
$= 49{,}34\ \text{Btu/j}\ Ft^2\ {}^oF$

## C.8 *Heater* (E-103)

Fungsi : Menaikkan suhu oksigen dari -182,8$^o$C ke 100$^o$C

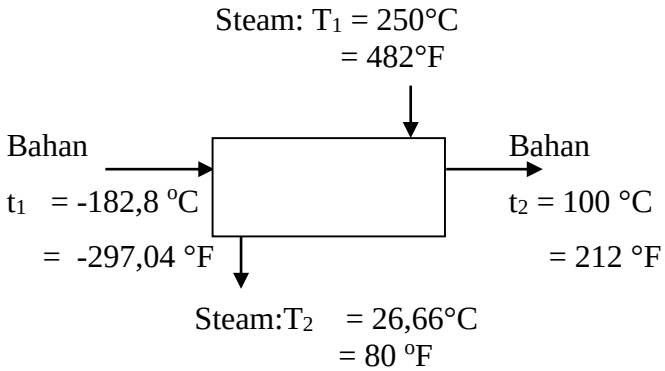
Tipe : 1-2 *Shell and tube heat exchanger*

Dasar Pemilihan : umum dipakai karena memiliki *range* perpindahan panas yang besar




**Gambar C.8** *Heater* (E-103)

Diagram suhu:




**Perhitungan :**

Laju alir masuk umpan = 5001 kg/jam = = 11.027,21 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 43.636.649 Btu/jam

**Tabel C.6** Perbedaan Suhu

| Temperatur | Fluida Panas (°F) | Fluida Dingin (°F) | Selisih (°F) |
|---|---|---|---|
| Tinggi | $T_1 = 482$ | $t_2 = 212$ | $T_1 - t_2 = 270$ |
| Rendah | $T_2 = 80$ | $t_1 = -297{,}04$ | $T_2 - t_1 = 377{,}04$ |
| Selisih | $T_1 - T_2 = 402$ | $t_2 - t_1 = 509{,}04$ | $\Delta t = 107{,}04$ |

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln (T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)} \quad \text{.....(C.79)}$$

$$= \frac{107{,}04}{\ln 107{,}04}$$

$$= 320{,}54$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t_2 - t_1} \quad \text{.....(C.80)}$$

$$= \frac{402}{509{,}04}$$

$$= 0{,}78$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{.....(C.81)}$$

$$= \frac{509{,}04}{779{,}04}$$

$$= 0{,}65$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad \text{.....(C.82)}$$

$$= \frac{482 + 80}{2}$$

$$= 281\ ^oF$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad \text{.....(C.83)}$$

$$= \frac{-297{,}04 + 212}{2}$$

= -42,52 $^{o}$F

dipilih *tube* ukuran 1 in OD; 16 BWG; $\frac{3}{4}$ in *triangular pitch*

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T$ = 0,73 maka,

$\Delta t = F_T$ . LMTD .....(C.84)

$\Delta t = 0{,}73 \times 320, \ ^{\circ}F$

= 237,2047 $^{o}$F

Asumsi : $U_D$ = 50 Btu/j $Ft^2$ F (kern ; Tabel 8 hal. 840)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} \quad \text{.....(C.85)}$$

$$= \frac{43.636.649}{50 \text{ x } 237{,}2047}$$

= 3.679,24 $ft^2$

$$Nt = \frac{A}{L \times a} \quad \text{.....(C.86)}$$

$$= \frac{3.679{,}24}{18 \times 0{,}3925}$$

= 1.041,275 buah

Digunakan Nt = 1.044 (Kern; Tabel 9 hal. 841)

**Tabel C.7** Spesifikasi Alat

| | |
|---|---|
| *Tube passes* | 2 |
| ID *shell* | 37 in |
| Pitch | $\frac{3}{4}$ in *triangular* |

A baru = Nt × L × a .....(C.87)

= 1.044 × 18 ×0,

= 3.688,87 $ft^2$

$$\text{UD baru} = \frac{Q}{\text{A baru} \times \Delta T} \quad \text{.....(C.88)}$$

$$= \frac{43.636.649}{3.688{,}87 \text{ x } 237{,}2047}$$

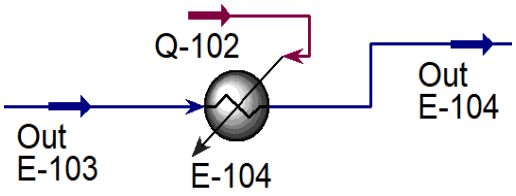
= 49,86 Btu/j $Ft^2$ $^{o}$F

## C.9 *Heater* (E-104)

Fungsi : Menaikkan suhu oksigen dari 100$^{o}$C ke 300$^{o}$C

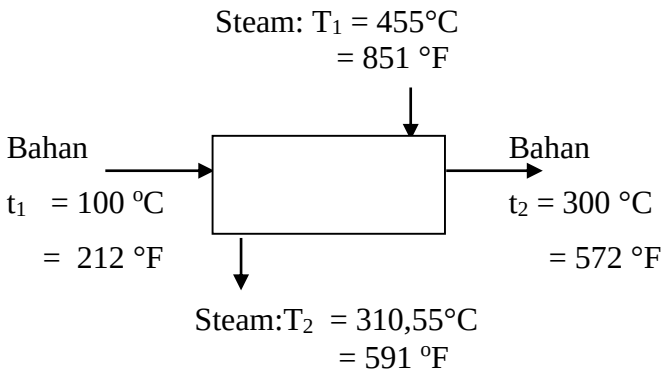
Tipe : *Double pipe heat exchanger*

Dasar Pemilihan : Sesuai untuk HE dengan luas perpindahan panas < 200 ft$^2$




**Gambar C.9** *Heater* (E-104)

Diagram suhu:




**Perhitungan :**

Laju alir masuk umpan = 5001 kg/jam = = 11.027,21 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 961.751,3 Btu/jam

**Tabel C.8** Perbedaan Suhu

| **Temperatur** | **Fluida Panas ($^{o}$F)** | **Fluida Dingin ($^{o}$F)** | **Selisih ($^{o}$F)** |
|---|---|---|---|
| Tinggi | $T_1$ = 851 | $t_2$ = 572 | $T_1$- $t_2$ = 279 |
| Rendah | $T_2$ = 591 | $t_1$ = 212 | $T_2$- $t_1$ = 379 |
| Selisih | $T_1$- $T_2$ = 260 | $t_2$- $t_1$ = 360 | $\Delta t = 100$ |

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln (T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)} \quad \text{.....(C.89)}$$

$$= \frac{100}{\ln 100}$$

$$= 326{,}45$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t_2 - t_1} \quad \text{.....(C.90)}$$

$$= \frac{260}{360}$$

$$= 0{,}72$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{.....(C.91)}$$

$$= \frac{360}{639}$$

$$= 0{,}56$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2} \quad \text{.....(C.92)}$$

$$= \frac{851 + 591}{2}$$

$$= 721^{o}F$$

$$t_c = \frac{t_1 + t_2}{2} \quad \text{.....(C.93)}$$

$$= \frac{212 + 572}{2}$$

$$= 392\ ^{o}F$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0{,}84$ maka,

$$\Delta t = F_T \,.\, LMTD \quad \text{.....(C.94)}$$

$$\Delta t = 0{,}84 \times 326{,}45\ ^{\circ}F$$

$$= 274{,}2191\ ^{o}F$$

Asumsi : $U_D = 50$ Btu/j $Ft^2$ F (kern ; Tabel 8 hal. 840)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} \quad \text{.....(C.95)}$$

$$= \frac{961.751,3}{50 \text{ x } 274,2191}$$

$= 70,14 \ \text{ft}^2$

Karena A < 200 $\text{ft}^2$, maka digunakan tipe *Double Pipe* dengan ukuran standar yang digunakan (Kern,1965, hal:103):

***Outer Pipe***

NPS = 3 in

*Schedule Number* = 40

OD = 3,5 in

ID = 3,068 in

a" = 0,804 $\text{ft}^2$/ft

***Inner pipe***

NPS = 2 in

*Schedule Number* = 40

OD = 2,38 in

ID = 2,067 in

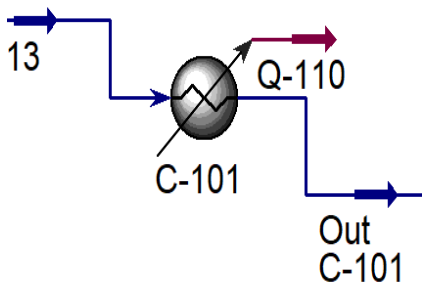
a" = 0,542 $\text{ft}^2$/ft

**C.10 *Cooler* (C-101)**

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran reaktor dari 225,7$^o$C ke 100$^o$C

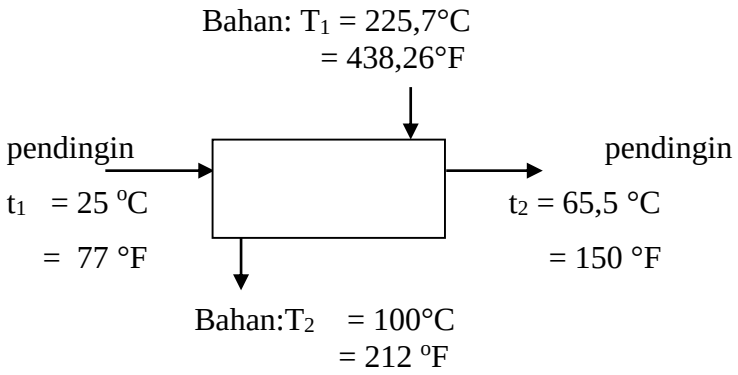
Tipe : 1-4 *shell and tube heat exchanger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.




**Gambar C.10** *Cooler* (C-101)

Diagram suhu:




**Perhitungan :**

Laju alir masuk umpan = 15.305,46 kg/jam = = 33.748,53 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 2.869.345,42 Btu/jam

**Tabel C.9** Perbedaan Suhu

| **Temperatur** | **Fluida Panas (°F)** | **Fluida Dingin (°F)** | **Selisih (°F)** |
|---|---|---|---|
| Tinggi | $T_1$ = 438,26 | $t_2$ = 150 | $T_1 - t_2$ = 288,26 |
| Rendah | $T_2$ = 212 | $t_1$ = 77 | $T_2 - t_1$ = 27 |
| Selisih | $T_1 - T_2$ = 226,26 | $t_2 - t_1$ = 73 | $\Delta t$ = -261,26 |

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln (T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)} \quad \text{.....(C.96)}$$

$$= \frac{-261,26}{\ln -261,26}$$

$$= 110,3282$$

$$R = \frac{T1-T2}{t_2 - t_1} \quad \text{.....(C.97)}$$

$$= \frac{226,26}{73}$$

$$= 3,09$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{.....(C.98)}$$

$$= \frac{73}{361,26}$$

$$= 0,2$$

$T_c = \frac{T_1+T_2}{2}$ .....(C.99)

$$= \frac{438,26 + 212}{2}$$

$$= 325,13\ ^oF$$

$t_c = \frac{t_1+ t_2}{2}$ .....(C.100)

$$= \frac{77+ 150}{2}$$

$$= 113,5\ ^oF$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,94$ maka,

$\Delta t = F_T$ . LMTD .....(C.101)

$\Delta t = 0,94 \times 110,3282\ ^oF$

$= 103,7085\ ^oF$

dipilih *tube* ukuran $1\frac{1}{2}$ in OD; 16 BWG; $1\frac{7}{8}$-in triangular pitch

a = 0,3925 $ft^2$

Asumsi : $U_D$ = 50 Btu/j $Ft^2$ F (kern ; Tabel 8 hal. 840)

$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$ .....(C.102)

$$= \frac{2.869.345,42}{50 \text{ x } 103,7085}$$

$= 553,3482\ ft^2$

$Nt = \frac{A}{L \times a}$ .....(C.103)

$$= \frac{553,3482}{18 \times 0,3925}$$

= 78,32 buah

Digunakan Nt = 80 (Kern; Tabel 9 hal. 841)

**Tabel C.10** Spesifikasi Alat

| | |
|---|---|
| *Tube passes* | 4 |
| ID *shell* | 23 ¼ in |
| Pitch | $1\frac{7}{8}$ in *triangular* |

A baru = Nt × L × a .....(C.104)

= 80 × 18 ×0,3925

= 565,2 $ft^2$

UD baru = $\frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T}$ .....(C.105)

= $\frac{2.869.345,42}{565,2 \text{ x } 103,7085}$

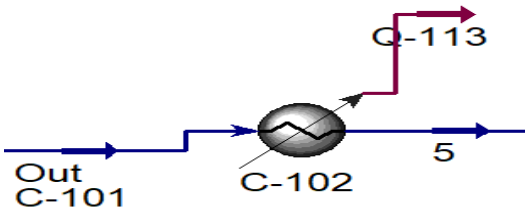
= 74,5 Btu/j $Ft^2$ $^oF$

## C.11 *Cooler* (C-102)

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran reaktor dari $100^0C$ ke $30^0C$

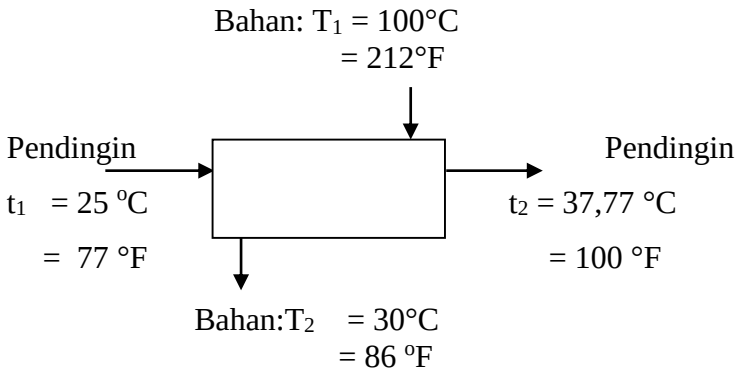
Tipe : 1-2 *shell and tube heat exchanger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.




**Gambar C.10** *Cooler* (C-102)

Diagram suhu:




**Perhitungan :**

Laju alir masuk umpan = 15.305,46 kg/jam = = 33.748,53 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 2.742.494,4210 Btu/jam

**Tabel C.11** Perbedaan Suhu

| **Temperatur** | **Fluida Panas (°F)** | **Fluida Dingin (°F)** | **Selisih (°F)** |
|---|---|---|---|
| Tinggi | $T_1 = 212$ | $t_2 = 100$ | $T_1 - t_2 = 112$ |
| Rendah | $T_2 = 86$ | $t_1 = 77$ | $T_2 - t_1 = 9$ |
| Selisih | $T_1 - T_2 = 126$ | $t_2 - t_1 = 23$ | $\Delta t = -103$ |

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln (T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)} \text{.....(C.106)}$$

$$= \frac{-103}{\ln -103}$$

$$= 40{,}85$$

$$R = \frac{T1 - T2}{t_2 - t_1} \text{ .....(C.107)}$$

$$= \frac{126}{23}$$

$$= 5{,}4$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \text{ .....(C.108)}$$

$$= \frac{23}{135}$$

$$= 0{,}17$$

$T_c = \frac{T_1+T_2}{2}$ .....(C.109)

$$= \frac{212 + 86}{2}$$

$$= 149\ ^oF$$

$t_c = \frac{t_1+t_2}{2}$ .....(C.110)

$$= \frac{77 + 100}{2}$$

$$= 88{,}5\ ^oF$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0{,}88$ maka,

$\Delta t = F_T$ . LMTD .....(C.111)

$\Delta t = 0{,}88 \times 40{,}85\ ^\circ F$

$= 35{,}95\ ^oF$

dipilih *tube* ukuran $1\frac{1}{2}$ in OD; 16 BWG; $1\frac{7}{8}$-in triangular pitch

$a = 0{,}3925\ ft^2$

Asumsi : $U_D = 50$ Btu/j $Ft^2$ F (kern ; Tabel 8 hal. 840)

$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T}$ .....(C.112)

$$= \frac{2.742.494{,}4210}{50 \text{ x } 35{,}95}$$

$= 1.525{,}724\ ft^2$

$Nt = \frac{A}{L \times a}$ .....(C.113)

$$= \frac{1.525{,}724}{18\ x\ 0{,}3925}$$

$= 215{,}95$ buah

Digunakan Nt = 220 (Kern; Tabel 9 hal. 841)

**Tabel C.12** Spesifikasi Alat

| | |
|---|---|
| *Tube passes* | 4 |
| ID *shell* | 35 in |
| Pitch | $1\frac{7}{8}$ in *triangular* |

A baru = Nt × L × a .....(C.114)

= 220 x 18 x 0,3925

= 1.554,3 $ft^2$

$$\text{UD baru} = \frac{Q}{\text{A baru} \times \Delta T} \quad \text{.....(C.115)}$$

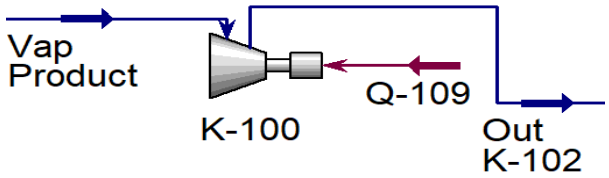
$$= \frac{2.742.494,4210}{1.554,3 \times 35,95}$$

= 49,08 Btu/j $Ft^2$ F

## C.12 Kompresor (K-100)

Fungsi : Menaikkan tekanan fluida gas dari 1,3 atm menjadi 5 atm

Jumlah : 1 unit




**Gambar C.12** Kompresor (K-100)

### a. Menghitung Daya Motor Kompresor

| | | |
|---|---|---|
| Laju alir gas masuk | = 9.654 kg/jam | = 21.280 lb/jam |
| Tekanan Awal ($P_1$) | = 1,3 atm | = 131,7 kPa |
| Tekanan Akhir ($P_2$) | = 5 atm | = 506,6 kPa |
| Densitas | = 1,578 kg/$m^3$ | = 0,09848 lb/$ft^3$ |

$$\text{Pad} = 2{,}78 \times 10^{-4}\, N_{vl}\, m_{vl}\, P_2 \left[\frac{k}{k\text{-}1}\right]\left[\left(\frac{P2}{P1}\right)^{\frac{k-1}{k.N}} - 1\right] \qquad \text{(Peters, dkk., 2004)}$$

Dimana:

$N_{vl}$ = Jumlah tahap kompresi

$m_{vl}$ = laju alir gas volumetric ($m^3$/jam)

$P_1$ = tekanan masuk

$P_2$ = tekanan keluar

$\eta$ = efisiensi kompresor = 75%

k = rasio panas spesifik steam = 1,26

$m_{vl} = \frac{m}{\rho} = \frac{9.654\ kg/jam}{1{,}578\ kg/m3} = 6.117{,}87$

Pad = 2,78 x $10^{-4}$ x 4 x 6117,87 x 506,6

= 3.446,436

$P = \frac{Pad}{\eta} = \frac{3.446{,}436}{75\%} = 4.595{,}2$ kHp

Digunakan kompresor dengan daya 4,595 Hp

**b. Menghitung Diameter Pipa Optimum**

$Q = \frac{m}{\rho}$……..(C.116)

$= \frac{21.280\ \text{lb/jam}}{0{,}09848\ \text{lb/ft3}}$

= 216.084,5 $ft^3$/jam = 60,023 $ft^3$/s

Dopt = 3,9. $Q^{0,45}$. $\rho^{0,13}$…….(C.117)

= 3,9. $(60{,}023)^{0,45}$. $(0{,}09848)^{0,13}$

= 18,21 in

Berdasarkan Tabel. 11, Kern *Dimension Of Steel Pipe* yang dipilih yaitu 20 in dengan material pipa *Commercial steel.*

Diameter inside (Di) = 19,25 in

Diameter Outside (Do) = 20 in

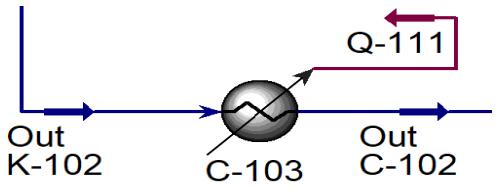
*Schedule Number* (sch) = 20

## C.13 *Cooler* (C-103)

Fungsi : Menurunkan suhu fluida gas dari 169,5ºC ke 22ºC

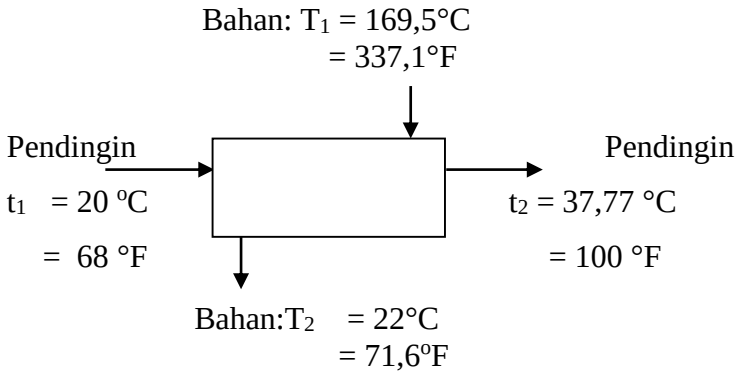
Tipe : 1-2 *shell and tube heat exchanger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan panas yang besar.




**Gambar C.13** *Cooler* (C-103)

Diagram suhu:




**Perhitungan :**

Laju alir masuk umpan = 9.654 kg/jam = = 21.287,7 lb/jam

Panas yang dibutuhkan (Q) = 1.737.009,2057 Btu/jam

**Tabel C.13** Perbedaan Suhu

| **Temperatur** | **Fluida Panas (°F)** | **Fluida Dingin (°F)** | **Selisih (°F)** |
|---|---|---|---|
| Tinggi | $T_1$ = 337,1 | $t_2$ = 100 | $T_1$- $t_2$ = 237,1 |
| Rendah | $T_2$ = 71,6 | $t_1$ = 68 | $T_2$- $t_1$ = 3,6 |
| Selisih | $T_1$- $T_2$ = 265,5 | $t_2$- $t_1$ = 32 | $\Delta t$ = -233,5 |

$$LMTD = \frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln (T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)} \quad \text{.....(C.118)}$$

$$= \frac{-233,5}{\ln -233,5}$$

$$= 55,76$$

$$R = \frac{T1-T2}{t_2-t_1} \quad \text{.....(C.119)}$$

$$= \frac{265}{32}$$

$$= 8,3$$

$$S = \frac{t_2-t_1}{T_1-t_1} \quad \text{.....(C.120)}$$

$$= \frac{32}{269,1}$$

$$= 0,11$$

$$T_c = \frac{T_1+T_2}{2} \quad \text{.....(C.121)}$$

$$= \frac{337,1 + 71,6}{2}$$

$$= 204,35\ ^oF$$

$$t_c = \frac{t_1+t_2}{2} \quad \text{.....(C.122)}$$

$$= \frac{68+100}{2}$$

$$= 84\ ^oF$$

Dari Gambar 18 (Kern, 1965), diperoleh nilai $F_T = 0,85$ maka,

$$\Delta t = F_T \,.\, LMTD \quad \text{.....(C.123)}$$

$$\Delta t = 0,85 \times 55,76\ ^\circ F$$

$$= 47,4\ ^oF$$

dipilih *tube* ukuran $1\frac{1}{2}$ in OD; 16 BWG; $1\frac{7}{8}$-in triangular pitch

a = 0,3925 $ft^2$

Asumsi : $U_D$ = 50 Btu/j $Ft^{2o}$ F (kern ; Tabel 8 hal. 840)

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T} \quad \text{.....(C.124)}$$

$$= \frac{1.737.009,2057}{50 \text{ x } 47,4}$$

$$= 732,915\ ft^2$$

$$Nt = \frac{A}{L \times a} \quad \text{.....(C.125)}$$

$$= \frac{732{,}915}{18\ x\ 0{,}3925}$$

$$= 103{,}73 \text{ buah}$$

Digunakan Nt = 105 (Kern; Tabel 9 hal. 841)

**Tabel C.14** Spesifikasi Alat

| | |
|---|---|
| *Tube passes* | 3 |
| ID *shell* | 25 in |
| Pitch | $1\frac{7}{8}$ in *triangular* |

$$A \text{ baru} = Nt \times L \times a \quad \text{.....(C.126)}$$

$$= 103{,}73 \text{ x } 18 \text{ x } 0{,}3925$$

$$= 732{,}85 \text{ ft}^2$$

$$UD \text{ baru} = \frac{Q}{A \text{ baru} \times \Delta T} \quad \text{.....(C.127)}$$

$$= \frac{1.737.009{,}2057}{732{,}85 \times 47{,}4}$$

$$= 50 \text{ Btu/j Ft}^{2o}\text{F}$$

**C.14. Pompa (P– 101)**

Fungsi : Untuk mengalirkan air proses menuju mixer

Tipe : *Centrifugal Pump*

Bahan konstruksi : *Commercial Steel*

Kondisi operasi : Tekanan (P) : 5 atm

Temperatur (T) : $25^0$C

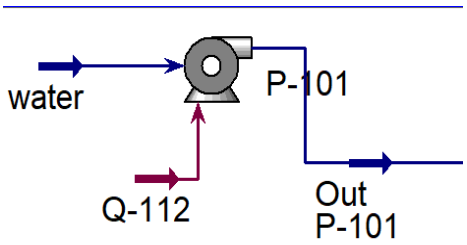
Laju alir massa (F) : 5.390 kg/jam

: 11.882,9018 lb/jam

Densitas (ρ) : 1007 kg/$m^3$

: 62,836 lb/ $ft^3$

Viskositas (μ) : 0,8904 cP




**Gambar C.14** Pompa (P-101)

| *Suction :* | | *Discharge:* | |
|---|---|---|---|
| T1 | = 25 $^{o}$C | T2 | = 25 $^{o}$C |
| P1 | = 1 atm | P2 | = 5 atm |
| | = 101,33 kPa | | = 506,625 kPa |

**e. Menghitung Debit Cairan**

Diambil *over design* = 10%

FV *design* = 1,10 x 11.882,9018 lb/jam

= 13.071,1920 lb/jam

$$Q = \frac{\text{FV design}}{\rho} \quad \text{.....(C.128)}$$

$$= \frac{13.071,1920}{62,83}$$

= 208,0181 ft$^3$/jam = 0,0578 ft$^3$/s

= 5,89 m$^3$/jam

**f. Menghitung Diameter Pipa**

Diameter pipa optimum dihitung berdasarkan material pipa yang digunakan, karena fluida yang ditangani bersifat korosif digunakan material *commercial steel*.

Diameter pipa optimum untuk material *commercial steel* dihitung dengan persamaan (Coulson, 1993, pers. 5.14). Asumsi aliran fluida adalah turbulen, maka digunakan:

$$ID_{opt} = 3,9 \times (Q)^{0,45} \times (\rho)^{0,13} \quad \text{.....(C.129)}$$

$$= 3,9 \times (0,0578)^{0,45} \times (62,83 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

= 1,8520 in

**Tabel C.14** Pipa *commercial steel* dengan ukuran

| | | |
|---|---|---|
| NPS | 2 in | 0,050 m |
| Sch | 80 | 2,03 m |
| OD | 2,375 in | 0,1979 ft |
| ID | 1,939 in | 0,1616 ft |
| A | 0,0205 $ft^2$ | - |

(**Sumber :**Appendix A.5-1 ,Geankoplis 1993)

**g. Menentukan Bilangan Reynold (Nre)**

Bilangan reynold (Nre) dapat dihitung dengan persamaan (Geankoplis,1993).

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{0{,}0578 \frac{ft^3}{s}}{0{,}0205\ ft^2}$$

$$= 2{,}8187 \text{ ft/det}$$

$$Nre = \frac{\rho \times v \times D}{\mu} \quad \text{.....(C.130)}$$

$$= \frac{62{,}83 \text{ lb/ft}^3 \times 2{,}8187 \text{ f/det} \times 0{,}1616 \text{ ft}}{0{,}0006 \text{ lb/ft.det}}$$

$$= 47.832{,}25 > 4000 \text{ (aliran turbulen) } \alpha = 1$$

**h. Menghitung Panjang Equivalent**

Faktor koreksi, $\alpha$ = 1

Diameter pipa = 0,0603 m

Roughness, $\varepsilon$ = 0,000046 (untuk pipa *commercial steel*)

$$\varepsilon/D = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}0603 \text{ m}}$$ (Geankoplis fig. 2.10-3, hal 99)

$$= 0{,}00076 \text{ m}$$

Dari gambar 2.10-3, Geankoplis 1993, diperoleh f = 0,007

1. Digunakan 4 Buah *elbow* $90^o$

   Le/D = 35 in = 2,9667 ft

   Le = 4 × 2,9667 ft × 0,1616 ft

   = 1,8851 ft

2. Digunakan 1 buah *globe valve* (*wide open*)

Le/D = 300 in = 25 ft

Le = 1 × 25 ft × 0,1616 ft

= 0,1212 ft

3. Digunakan 1 buah *gate valve*

Le/D = 9 in = 0,75 ft

Le = 1 × 0,75 ft × 0,1616 ft

= 4,0396 ft

4. Digunakan 1 buah *Check Valve* (*swing)*

Le/D = 8,333 ft

Le = 1 × 8,333 ft × 0,1616 ft

= 1,3465 ft

Panjang ekivalen, Le = 1,8851 ft +0,1212 ft + 4,0396 ft + 1,3465 ft

= 7,3924 ft

= Pipa + Fitting

= 98,4252 + 7,3924

= 105,8176 ft

**e. Menghitung *Friction Loss***

1. *Contraction loss* pada *tank exit*:

$$Hc = 0{,}55 \text{ x } \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right) \times \frac{v^2}{2 \times gc} \quad \text{.....(C.131)}$$

$$= 0{,}55 \times (1-0) \times \frac{(2{,}8187)^2}{2 \times 32{,}174}$$

= 0,0679 ft lbf/lbm

2. Friksi pada pipa lurus

Nre = 47.832,25

ID = 0,1616 ft

f = 0,007

$$Ff = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{V^2}{2gc} \quad \text{.....(C.132)}$$

$$= 4\ (0{,}007)\ \frac{98{,}4252}{0{,}1616} \times \frac{2{,}8187^2}{2 \text{ x } (32{,}174)}$$

= 2,1058 ft lbf/lbm

3. Friksi pada sambungan (*elbow*)

   Jumlah elbow = 4

   Kf = 0,75 (table 2.10-1,Geankoplis)

   $Hf = \Sigma Kf \left[\frac{V^2}{2gc}\right]$ .....(C.133)

   $= 4\ (0{,}75)\ \frac{2{,}8187^2}{2\ (32{,}174)}$

   = 0,3704 ft lbf/lbm

4. Friksi pada **gate valve**

   Kf = 0,17 (Tabel 2.10-1, Geankoplis,1993)

   $Hf = Kf\left(\frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc}\right)$ .....(C.134)

   $= 0{,}17\left(\frac{(2{,}8187\ \frac{ft}{s})^2}{2 \times 1 \times 32{,}174}\right)$

   = 0,0210 ft.lbf/lbm

5. Terdapat 1 buah *globe valve*

   Kf = 6 (table 2.10-, Geankoplis,1993)

   $Hf = Kf\left(\frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc}\right)$ .....(C.135)

   $= 6\left(\frac{(2{,}8187\ \frac{ft}{s})^2}{2 \times 1 \times 32{,}174}\right)$

   = 0,7408 ft.lbf/lbm

6. Terdapat 1 buah *Check Valve*

   Kf = 2 (Tabel 2.10-, Geankoplis,1993)

   $Hf = Kf\left(\frac{v^2}{2 \times \alpha \times gc}\right)$ .....(C.136)

   $= 2\left(\frac{(2{,}8187\ \frac{ft}{s})^2}{2 \times 1 \times 32{,}174}\right)$

   = 0,2469 ft.lbf/lbm

Total Hf =( 0,3704 + 0,0210 + 0,7408 +0,2469) ft.lbf/lbm

= 1,3791 ft.lbf/lbm

7. Friksi karena ekspansi

Hex $= [1-\frac{A2}{A1})( -\frac{V^2}{2\alpha})^2$ .....(C.137)

A2/A1 = 0

Hex $= (1-0)- \frac{V^2}{2gc}$ .....(C.138)

$= (1-0) - \frac{2{,}8187^2}{2(32{,}174)}$

= 0,1235 ft lbf/lbm

Total friksi ΣF = total hf + Hc + Hex + Ff

= (1,3791+ + 0,0679+ 2,1058) ft lbf/lbm

= 3,6763 ft lbf/lbm

**g. Menghitung tenaga pompa yang digunakan**

Persamaan neraca energi yang dijelaskan melalui persamaan Bernoulli (pers 2.7-2.8 1993).

$-Wf = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z \frac{g}{gc} + \frac{V1^2}{2.agc} + \sum F$ .....(C.139)

$-wf = 134{,}7128 + ( 18{,}89 \times \frac{32{,}174}{32{,}174}) + \left(\frac{2{,}8187\text{^}2}{2 \times 32{,}174.1}\right) + 3{,}6763$

= 746,5252 ft lbf/lbm

Untuk nilai efisiensi pompa = 75 %, maka:

BHP = (Q x $\rho$ x -Wf)/(550 x efisiensi pompa)……..……(C.140)

= (0,0578 x 62,83 x 746,5252)/(550 x 75%)

= 6,5710 Hp

= 4,9020 Kw

# LAMPIRAN D
# PERENCANAAN ALAT UTAMA
# (TUGAS KHUSUS)

## D.1 Reaktor *Fixed Bed Multitube* (R-001)/ Nurhijjrah (200140014)

Reaktor PFR-001 pada perancangan ini berfungsi untuk mereaksikan metanol dan air dengan penambahan katalis *Vanadium Pentaoxide* ($V_2O_5$) sehingga menghasilkan Formaldehid. Gambar reaktor PFR-001 ditunjukan pada Gambar D.1. Adapun rangkuman spesifikasi kondisi operasi pada prarancangan pabrik formaldehid menggunakan methanol dan air sebagai berikut:

Kondisi Operasi

Temperatur = 300℃ = 572℉

Tekanan = 1,3 atm = 19,1049 Psi

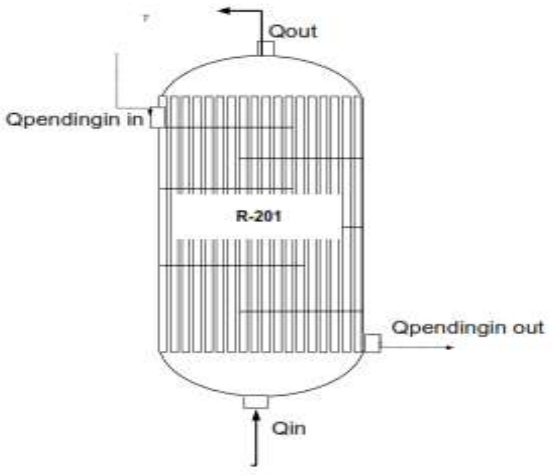
Fase = gas

Konversi = 98%

Jenis Reaksi = Eksoterm

Katalis = *Vanadium Pentaoxide* ($V_2O_5$)

Reaksi = $CH_3OH + ½\ O_2 \xrightarrow{V_2O_5} CH_2O+H_2O$……...(D-1)




**Gambar D.1** Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Berikut ini adalah neraca massa dan neraca energi reaktor (R-001). Perhitungannya dapat dilihat pada Lampiran A dan Lampiran B.

**Tabel D.1** Neraca Massa Masuk dan Keluar (R-001).

| Komponen | Input (Kg/jam) | Output (Kg/jam) |
|---|---|---|
| | F1 | F2 |
| $CH_3OH$ | 10.246,41 | 234,4672 |
| $H_2O$ | 58,05 | - |
| $O_2$ | 5.001 | - |
| $CH_2O$ | - | 9.383,10 |
| $H_2O$ | - | 5.687,892 |
| **Total** | **15.305,46** | **15.305,46** |

**Tabel D.2** Neraca Energi pada Reaktor (R-001)

| Komponen | Neraca Energi Total Reaktor (PFR-101) | |
|---|---|---|
| | $Q_{in}$ | $Q_{out}$ |
| $C_3H_5NO$ | 3.728.424,28 | 372.842,41 |
| $C_3H_3N$ | 0,0000 | 2.480.039,99 |
| $H_2O$ | 36.048,74 | 1.117.509,25 |
| $Q_{reaksi}$ | 3.566.582,56 | 0,000 |
| $Q_{pemanas}$ | 0,0000 | 3.360.663,92 |
| **Total** | **7.331.055,57** | **7.331.055,57** |

## A. Data Fisis dan Termal

Kondisi campuran gas yang bereaksi di dalam raektor setiap saat mengalami perubahan untuk tiap reaksi di reaktor. Persamaan yang digunakan untuk menghitung kondisi campuran gas tersebut adalah sebagai berikut:

1. Menghitung berat molekul umpan :

Berat molekul umpan merupkan berat molekul campuran gas yang dapat Dihitung dengan persamaan :

$$\text{BM campuran} = \Sigma(Bmi \cdot yi) \quad \text{(D.2)}$$

Dengan:

Bmi = Berat molekul komponen I,g/mol

Yi = Fraksi mol gas I

**Tabel D.3** Berat molekul umpan

| Komponen | Mol masuk(kmol/jam) | Bmi | Yi | Bmix Yi |
|---|---|---|---|---|
| Metanol | 320,0971 | 32,0419 | 0,6673 | 21,38155987 |
| Air | 3,244 | 18,0151 | 0,0067 | 0,12070117 |
| Udara | 156,385 | 32 | 0,326 | 10,432 |
| Total | 479,7943 | 82,057 | 1 | 31,924 |

Diperoleh Bm campuran = 31,794 kg/ mol

2. Menghitung densitas campuran

Campuran gas mengikuti hukum gas ideal

PV = n R T…….....(D.3)

n/V $BM_{camp}$ = P/RT $BM_{camp}$

$\rho_{camp}$ = P/RT $BM_{camp}$

Dimana:

P = tekanan umpan masuk = 1,3 atm = 131,7220 Kpa

R = 0,0083 atm.$m^3$/kmol. K

BM campuran = 31,794

T = suhu umpan masuk = 300ºC = 573,15 K

Sehingga $\rho_{camp} = \frac{BM_{camp} \times P}{RT}$

$= \frac{31{,}794\ \frac{kg}{mol} \times 102{,}872\ \text{psi}}{0{,}0083\ \frac{at,m.m^3}{kmol.K} \times 572\ k}$

= 8,6685 Kg/$m^3$

= 0,0087 g/$m^3$

3 Menghitung Viskositas Campuran ($\mu_{campuran}$)

μ didapat dari *Aspen Hysys* V.12 = 0,0183 Cp

μ adalah =0,0660 kg/m.jam

4. Laju volumetrik

Laju alir masuk reaktor total = 15305,46 kg/jam

Perhitungan:

$Q = \frac{\text{laju alir masuk reaktor total}}{\rho_{campuran}}$

$= \frac{15305{,}46\ \text{kg/hr}}{8{,}688528519\text{kg}/m}$

= 1761,571015 m/hr

5. Konsentrasi Umpan Reaktor

Konsentrasi umpan metanol

$C_{A0} = \frac{p_{A0}}{RT}$

$= \frac{1{,}3 \text{ atm}}{0{,}0083 \frac{atm.m^3}{Kmol.\,K} 572}$

$= 0{,}2733 \text{ kmol/m}^3$

Konsentrasi umpan oksigen

$C_A$ = (1-0,98)x Cao

$= 0{,}0054 \text{ kmol/m}^3$

FV = Laju alir/ ρ

$= 1.765{,}64 \text{ m}^3\text{/jam}$

Fao $= \frac{Cao}{Fv}$

$= \frac{0{,}2733}{1.765{,}64}$

= 428,6286 kmol/jam

**B. Laju Reaksi**

Laju reaksi formaldehid dari metanol dan oksigen dengan katalis *Vanadium Pentaoxide* berdasarkan reaksi oksidasi. Reaksi yang terjadi sebagai berikut:

$C_3OH + ½\ O_2 \xrightarrow{V_2O_5} CH2O+H_2O$

Reaksi berlangsung dalam fase gas dengan katalis padat dan bersifat eksotermis. Oleh krena itu reaktor yang dipilih adalah reaktor *fixed bed multitube* Reaksi dilakukan pada suhu 300 -400˚C dan tekanan atmosfer dengan perbandingan mol antara metanol dengan oksigen 1:2. Suhu reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan bahwapada suhu tersebut dihasilkan konversi yang tinggi. Reaksi bersifat eksotermis sehingga unutk mempertahankan suhu reaktor digunakan pendingin. Pendingin yang digunakan adalah air pendingin yang mengalir melalui *shell*, sedangkan rekatan mengalir melalui *tube* berisi katalis. Proses ini menggunakan katalis *vanadium pentaoxide*, diamana katalis ini berfungsi untuk mengarahkan dan mempercepat reaksi, juga untuk menurunkan energi aktivasi.

$K = A.e^{-e/RT}$…….(D.4)

Keterangan:

K= Konstanta keceptan reaksi

E= energi aktivasi = 32,75 j/mol

A= Frekuensi tumbukan = 31.000

T= Suhu =300 ˚C = 573 K

R= Tetapan gas murni = 8,314 J/mol.K

Maka :

K $= A.e^{-e/RT}$

$= A.exp^{-e/RT}$

$= A.exp^{(e/RT)}$

$=. exp^{( (32,75)/(0,0083) (573)}$

= 0,0010

K = A x Exp

= 31.000 x 0,0010

= 31,68

-ra = K x Ca

= 32,68 x 0,0045

= 0,1732 kmol /$m^3$.jam

6. Menghitung waktu Tinggal

-Ln (Ca/Cao) = K x t

- ln (1-0,98)(Cao)/Cao = K x t

-ln (0,02 Cao/Cao = k x t

3,9120 = K x t

T $= \frac{3,9120}{31,68}$

= 0,1235 jam = 444, 6043 detik

7. Mengitung Volume Reaktor

Fao = Cao x Fv

= 0,273 kmol/$m^3$ x 1765,64

= 482,6268 kmol/jam

V $= \frac{0,98\ x\ 428,6286}{0,1732}$

= 2731,2931 $m^3$

**C. Menentukan Spesifikasi *Shell* dan *Tube***

**1.** Menentukan jenis dan ukuran *tube* yang digunakan:

a. Pemilihan tempat katalisator (*Tube*)

b. Spesifikasi Katalis

Jenis = *Vanadium Pentaoxide*

Bentuk = padat, *spherical beds*

Umur katalis = 12-18 tahun

Diameter katalis = 4,7 cm = 0,1850 ft

Porositas = 0,4 $m^3$

*Bulk density* = 57-82 g/mol

Dalam menentukan diameter *tube*, Colburn (smith, 1981) menyatakan hubungan pengaruh rasio (Dp/Dt) atau perbandingan diameter katalis dengan diameter pipa dengan koefisien transfer panas pipa berisi katalis dibanding koefisien transfer panas konveksi pada dinding kosong. Diameter reaktor dipilih berdasarkan pertimbangan agar panas berjalan dengan baik.

**Tabel D.4** Diameter Reaktor

| Dp/Dt | 0,05 | 0,1 | 0,15 | 0,2 | 0,25 |
|---|---|---|---|---|---|
| Hw/h | 5,5 | 7,0 | 7,8 | 7,5 | 7,0 |

(Smith, 1981)

Dimana:

Dp = diameter katalis (ft)

Dt = diameter *tube* (ft)

Dp/Dt = rasio diameter katalis per diameter pipa

Hw/h = rasio koefisien transfer panas pipa berisi katalis terhadap koefisien transfer panas pada pipa kosong (7,8)

Dari data diatas hw/h terbesar pada 7,8 yaitu pada (Dp/Dt) = 0,15

$$Dt = \frac{Dp}{0,15}$$

$$= \frac{0,1850 \text{ ft}}{0,15}$$

$$= 1,2336 \text{ ft}$$

Dari hasil perhitungan, diambil ukuran pipa sebagai berikut, (Kern,1950).

NSP = 1 ½ in = 0,0381

Schedule = 40

ID = 1,61 in = 0,0409 m

OD = 1,90 in = 0,0,0506 m

a' = 2,04 $in^2$ = 1,3161 $m^2$

laju alir massa= 15305,46 kg/h

$\mu$=0,0660

pipa disusun secara *triangular pitch*

laju alir umpan total= 15305,46 kg/h

Nre $= \frac{\rho \, ID \, Q \, v}{\mu}$

$= \frac{8{,}688528519 \frac{kg}{m^3} \times 0{,}0409 \text{ m} \times 1761{,}571015 \frac{m^3}{hr}}{0{,}0660 \frac{kg}{m \, hr}}$

= 9481,2994(Aliran Turbulen)

**2.** Menghitung kecepatan massa per satuan luas (Gt)

Laju alir umpan total (G) = 15305,46 kg/hr

Gt $= \frac{\mu \, Nre}{Dt}$ ……..…….....…….(D.5)

$= \frac{0{,}0660 \frac{kg}{cm.s} \times 9481{,}2994}{0{,}0313}$

= 19982,8042 $kg/m^2.hr$

**3.** Mencari luas penampang total (At)

At $= \frac{G}{Gt}$ …….....(D.6)

$= \frac{15305{,}46 \frac{kg}{hr}}{19982{,}8042 \frac{kg}{m^2 hr}}$

= 0,7679 $m^2$

**4.** Menghitung luas penampang segitiga ($A_0$)

$A_0$ $= \frac{\pi}{4} ID^2$ …….....(D.7)

$= \frac{3{,}14}{4} (0{,}0408 \text{ m})^2$

= 0,013 $m^2$

**5.** Menghitung jumlah *tube*

Nt $= \frac{At}{A_0}$ …….…….....…..(D.8)

$= \frac{0{,}7679\ m^2}{0{,}013\ m^2}$

=583,2754 ea (dibulatkan menjadi 584 ea)

Z panjang *tube* standar 24 ft

**D. Katalis**

Katalis yang digunakan dalam proses pembentukan formaldehid merupakan katalis vanadium pentaoxide dengan spesifikasi sebagai berikut:

a. Menghitung berat katalis

dW $= \rho_{catalist} . Nt . \frac{\pi}{4} (ID_t)^2 . (1-\varepsilon)\ dz$…….…….…….....(D.9)

∫dW $= \rho_{catalist} . Nt . \frac{\pi}{4} (ID_t)^2 . (1-\varepsilon)\ dz$…….…….....(D.10)

W $= \frac{\pi}{4} . \rho_{catalist} . Nt\ (ID_t)^2 . (1-\varepsilon)\ Z$……..……...…….....(D.11)

$= \frac{3{,}14}{4} . 849{,}7\ kg/m^3 . 583\ (0{,}0408\ m)^2 . (1-0{,}4)\ 7{,}3148\ m$

= 647,8860 kg

b. Menghitung volume katalis

Dimana:

Berat katalis (W) = 647,8860 kg

Densitas katalis ($\rho$) = 849,7 kg/m$^3$

Volume katalis seluruh *tube* $= \frac{W}{\rho_{catalist}(1-\varnothing)}$…….....(D.12)

$= \frac{647{,}8860\ kg}{849 \frac{kg}{m^3} (1-0{,}4)}$

$= 1{,}2708\ m^3$

Volume katalis untuk 1 *tube* $= \frac{\text{volume katalis seluruh } tube}{Nt}$

$= \frac{1{,}2708\ m^3}{583}$

$= 0{,}00217\ m^3$

c. Menghitung tinggi tumpukan katalisyang dibutuhkan

Dipilih pipa dengan ukuran standar (Kern. Tabel 11 hal. 844)

NSP = 1 ½ in = 0,0381

Schedule = 40

ID = 1,61 in = 0,0409 m

OD = 1,90 in = 0,0,0506 m

a' = 2,04 $in^2$ = 1,3161 $m^2$

Panjang pipa = 7,3152 m

Perhitungan tinggi katalis adalah:

$$Z = \frac{4.W}{\eta.ID2.\text{pcat}}$$

Dengan:

Z = Tinggi tumbukan katalis

V = Vololume katalis (m)

W = Berat Katalis (kg)

Pcat = densitas katalis (kg/$m^2$)

ID = Diamete Tube (m)

$$Z = \frac{4\ x\ 647{,}8860}{3{,}14\ (0{,}0409)2\ \text{x}\ 849{,}7}$$

Z= 580,6531 m

Dipilih tube standar 7,3148 m

Sehingga didapat tinggi katalis keseluruhan :

Z= 80% dari tinggi tube yang dipilih

= 80 % x 7,3148

= 5,8521 m

**E. *Mechanical Design Reactor***

**a. Tube**

Ukuran *tube* (Kern, 1965S):

Susunan *tube* = *triangular pitch*

Bahan = *carbon steel* SA 167 *grade* 11 *type* 316

NSP = 1 ½ in = 0,0381

Schedule = 40

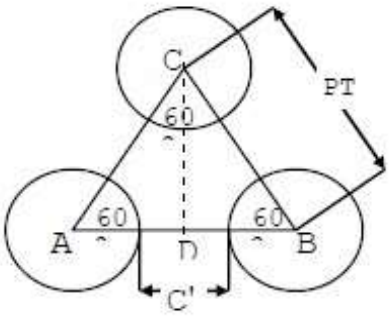
ID = 1,61 in = 0,0409 m

OD = 1,90 in = 0,0,0506 m

a' = 2,04 $in^2$ = 1,3161 $m^2$

Panjang pipa (L) = 7,3148 m

Susunan pipa yang digunakan adalah *triangular pitch* (segitiga sama sisi) dengan tujuan agar memberikan turbulensi yang lebih baik, sehingga akan memperbesar koefisien transfer panas konveksi (ho). Sehingga transfer panasnya lebih baik dari *square pitch* (Kern, 1983).




**Gambar D.2** Susunan *Triangular Pitch*

Tebal pipa = (OD–ID)/2……...(D.13)

= ( 1,90 − 1,61 )/2

= 0,145 in = 0,0036 m

Jarak antar pusat pipa (PT)

*Pitch tube* (PT) = 1,25 OD…….....(D.14)

= 1,25 × 1,90

= 2,375 in = 0,0603 m

Jarak antar pipa (*Clearance*)

*Clearance* (C') = PT – OD…….…...…..(D.15)

= 2,375 in -1,90

= 0,475 in = 0,0120 m

Koefisien transfer panas dalam pipa

$$hi = 0{,}03 \times \left(\frac{ID \times Gt}{\mu t}\right)^{0,8} \left(\frac{Cp \times \mu t}{kt}\right)^{0,33} \left(\frac{kt}{IDt}\right) \ldots\ldots\ldots\

Kt = Konduktivitas thermal = 0,0474 Btu/hr.ft$^2$

hi $= 0{,}03 \times \left(\frac{0{,}0408 \text{ x}19982{,}8042}{0{,}0066024}\right)^{0{,}8} \left(\frac{22{,}983\text{x } 0{,}0066024}{0{,}0474}\right)^{0{,}33} \frac{0{,}0474}{0{,}0408\text{t}}$

$= 242{,}7095$ Btu/hr.ft$^2$ *F*

Hio $= \frac{\text{ID}}{\text{OD}} \times \text{hi}$……...…(D.17)

$= \frac{0{,}1341}{0{,}1583} \times 242{,}7095$ Btu/hr.ft$^2$ °F

$= 205{,}6054$ Btu/hr.m$^2$ °F

*Tube side* atau *bundle crossflow area* (at)

at $= N_t \times a_t$'……....……(D.18)

$= N_t \times \frac{\pi .\ ID_t^2}{4}$

$= 583 \times \frac{3{,}14\ (0{,}0408)^2}{4}$

$= 0{,}7659$ m$^2$

Gt $= \frac{W_t}{at}$

$= \frac{647{,}8860}{0{,}7659}$

$= 845{,}8798$ kg/m$^2$

Volume tube = 0,25 x 3,14 x IDt$^2$ x Panjang pipa

$= 0{,}25 \text{ x } 3{,}14 \text{ x } (0{,}4008)^2 \text{x } 7{,}3152$

$= 0{,}0096$ m$^3$ = 586,1618 in$^3$

Volume Total tube $= \frac{\text{volume total tube}}{Nt}$

$= \frac{586{,}1618}{583}$

= 1,0049 in

***b. Shell***

Bahan yang digunakan adalah *carbon steel* SA 167 *grade* 11 *type* 316.

1. Ukuran *shell*

Diameter dalam *shell* (IDs)

IDs $= \sqrt{\frac{4 \times \text{Nt} \times \text{Pt}^2 \times 0{,}8090}{\pi}}$

$= \sqrt{\frac{4 \times 583 \times (0{,}0603)^2 \text{x } 0{,}8090}{3{,}14}}$

= 2,1629 m = 7,096 ft = 85,135 in

2. Jarak *Baffle* (B)

B = 0,3 × IDs

= 0,3 × 2,1629

= 0,6488 m = 2,1290 ft

3. Koefisien transfer panas dalam *shell*

*Shell side* atau *bundle crossflow area* (as)

$$As = \frac{(Pt - OD)\times IDs \times B}{Pt} \quad \text{.....(D.19)}$$

$$= \frac{(0,0603-0,056)\times 2,1629 \times 0,6488}{0,0603}$$

$$= 3,0213\ ft^2$$

4. *mass velocity* (Gs)

$$Gs = \frac{Wpendingin}{as} \quad \text{.....(D.20)}$$

$$= \frac{523.000\ lb/hr}{3,0213\ ft^2}$$

$$= 173.000\ lb/hr\ ft^2$$

5. *Equivalent diameter (De)*

Diameter *equivalen* dapat diartikan sebagai diameter dari area dalam *shell*, bila dipandang sebagai pipa (Kern, 1965).

$$Des = \frac{4 \times (0,5P_\tau \times 0,809 \times Pt - (0,5 \times \pi \times \frac{OD^2}{4}))}{0,5 \times \pi \times OD} \quad \text{.....(D.21)}$$

$$= \frac{4 \times((0,5 \times 0,0603 \times 0,8090 \times 0,0603 - (0,5 \times 3,14 \times (\frac{0,0506^2\ ft}{4}))}{0,5 \times 3,14 \times 0,1583\ ft}$$

= 0,0235 m = 0,0770 ft

6. *Reynold Number (Re)*

Viskositas pendingin = 0,7972 cp = 1,9286 lb/ft.h

Kapasitas panas pendingin ,cp = 18,17 btu/lb.f

Konduktivitas panas pendingin, Kp = 0,6182 /lb.f

$$Res = \frac{Des.Gs}{\pi\ pendingin} \quad \text{.....(D.22)}$$

$$= \frac{0,0770\ x\ 173.000}{1,9286}$$

= 16.700 (aliran laminar)

Maka,

Ho $= 0{,}36\,\frac{kp}{Des}\left(\frac{Des.Gs}{\mu p}\right)^{0{,}55}\left(\frac{Cp.p\ \mu p}{Kp}\right)^{0{,}33}$ ……..(D.23)

$= 0{,}36\frac{0{,}6182\frac{Btu}{hr}.ft.°F}{0{,}0770}\left(\frac{0{,}0770\ .173.000}{1{,}9286\ \text{lb/ft.h}}\right)^{0{,}55}\left(\frac{\frac{18{,}17\ btu}{lb}°F\times\frac{1{,}9286\ lb}{ft.hr}}{0{,}6128}\right)^{0{,}33}$

$= 392$ btu/hr.ft$^2$.F

*Dirt factor* (Rd)

- *Liquid* organik = 0,0010 hr.ft$^2$.F/Btu
- Pendingin = 0,0030 hr.ft$^2$.F/Btu
- Rd total = 0,0040 hr.ft$^2$.F/Btu

7. Koefisien Perpindahan Panas *Overall Clean* dan *Design*

Koefisien perpindahan panas *overall clean* dihitung dengan rumus:

Uc $= \frac{\text{hio. hi}}{\text{hio+ hi}}$ ……..…(D.24)

Uc $= \frac{205{,}6054\ \text{btu/hr.ft}^2F\times\ 242{,}7095\ \text{btu/hr.ft}^2F}{205{,}6054\ \text{btu/hr.ft}^2F+\ 242{,}7095\ \text{btu/hr.ft}^2F}$

$= 206$ btu/ft$^2$.hr. F

8. Harga koefisien perpindahan panas *overall design* dihitung dengan rumus:

Ud $= \frac{1}{\frac{1}{Uc}+Rd}$ ……..(D.25)

Ud $= \frac{1}{\frac{1}{206}+0{,}004}$

$=112{,}9385$ btu/ft$^2$.hr. F

9. *Pressure drop* di *shell*

$\Delta Ps = \frac{f.Gs^2.IDs.(N+1)}{5{,}22\ .10.De.Sg.\varphi s}$

Dimana:

Diameter dalam *shell* (IDs) = 2,1629 m = 7,0961 ft

*Mass velocity* (Gs) = 523.000 lb/hr

*Equivalent diameter* (Des) = 0,0235 = 0,0770 ft

Øs (*Corrected Coefficient*) = 1

(N+1) Jumlah *Baffle* $= \frac{L}{B} = 11{,}2734$

S = 1

F = 0,035 $ft^2/in^2$

$$\Delta Ps = \frac{f.Gs^2.IDs.(N+1)}{5,22 .10^{10}.De.Sg.\varphi s}$$

$$\Delta Ps = \frac{0,035\ ft^2 \times (523.000)^2 \times 7,096 \times 11,2734}{5,22 .10.^{10} \times 0,0770 \times 1 \times 1}$$

$= 1,9053$ psi

10. Tebal *Shell*

Spesifikasi bahan *carbon steel* SA 167 *grade* 11 type 316.

Tekanan yang diizinkan (f) = 12.650 psi

Efisiensi sambungan (E) = 0,8 (*double weDed joint*)

*Corrosion allowanced* = 0,25 in

Tebal *shell* dihitung dengan persamaan:

$$Ts = \frac{P.r}{(f.E - 0,6P)} + C \quad \text{.....(D.26)}$$

$t_S$: tebal *shell, in*

P: tekanan dalam reaktor (psi)

r: jari-jari dalam *shell* (in)= ½ x IDS

= ½ x 7,096

= 3,584 ft = 42,57 in

ε: efisiensi pengelasan = 0,8

C: faktor korosi = 0,25

f: *allowable stress* (psi)

11. Tekanan dalam *Shell*

Tekanan desain diambil 20% diatasnya, maka:

$P_{op}$ = Tekanan operasi ; 1,3 atm = 19,1046 psi

$P._{design}$ = (20% × Poperasi) + P

= (0,2 x 19,1046)+ 19,1046

= 22,9256 psi

Maka tebal *plat* lapisan luar:

$$Ts = \frac{P.r}{(f.E - 0,6P)} + C$$

Ts $= \frac{22,9256 \text{ psi x } 42,57 \text{ in}}{(12.650 \times 0,8 - 0,6 \times 22,9256)} + c$

= 0,3161in

= 0,0262 ft

Diambil standar shell 3/8 in= 0,375 ft

Diameter luar *shell* (ODs)

ODs = IDs + 2ts …….....……(D.27)

= 7,096 + 2 (0,0262 ft)

= 7,1484 ft = 23 ,4527 m = 85,68 in

12. *Head and Bottom*

Bentuk *head and bottom* yang digunakan adalah *Torispherical flanged and dished head* yang sesuai dengan kisaran tekanan sistem yaitu 3-10 atm. Bahan yang digunakan untuk membuat *head* and *bottom* sama dengan bahan *shell carbon steel* SA 167 *grade* 11 type 316.

Menentukan *inside radius corner* (irc) dan *corner radius* (cr):

ODs = IDs + 2ts …….....….(D.28)

= 7,096 + 2 (0,0262 )

= 7,1484 ft = 85,68 in

= 85,68 in (dibulatkan 90 in untuk menentukan IRC dan CR).

Berdasarkan Brownell and Young, 1995:

IRC = 3,6250 in = 0,3021 ft

CR = 60 in = 5 ft

Maka, W = $1/4 \times (3+\sqrt{\frac{cr}{irc}})$

= $1/4 \times (3+\sqrt{\frac{60}{3,6250}})$

= 1,7671 in

Tebal head minimum dihitung dengan persamaan:

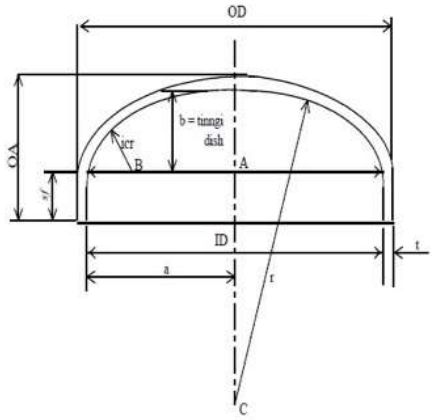
Th $= \frac{PD.rc.W}{2.f.\varepsilon - 0,2P} + C$

$= \frac{22,9256 \times 60 \text{ in} \times 1,7671}{2 \times (12650 \times 0,8) - (0,2 \times 22,9256)} + 0,25$

= 0,3701 in (Dipakai tebal standar 3/8 in=0,375)

Untuk th 0,375 dari Tabel 5.6 hal 88 (Brownell & Young, 1959). Diperoleh: sf = 3 in = 0,0762 m = 0,25 ft

13. Spesifikasi *Head*




**Gambar D.3** Desain *Head* pada Reaktor

*Depth of dish* (b**)**

B = cr - $\sqrt{(\text{cr} - \text{icr})^2 - \left(\frac{\text{IDs}}{2} - \text{icr}\right)^2}$

= 60 in - $\sqrt{(60 - 3{,}625)^2 - \left(\frac{85{,}135}{2} - 3{,}625\right)^2}$

= 19,4990 in

Tinggi *Head* (OA)

OA = th + b + sf ……..…..…….(D.29)

= 0,371 in + 19,4990 in + 3 in

= 22,2986 in

= 1,9058 ft

**F. Tinggi Reaktor**

Tinggi *shell* = tinggi pipa standar yang digunakan = 7,3125 m

Tinggi reaktor = tinggi *shell* + 2 (tinggi *head*)…….....……..(D.30)

= 7,3125 + 2 (0,5809)

= 8,4770 m

= 36,98 ft

**G. Luas Permukaan Reaktor**

**1. Luas Reaktor Bagian Dalam**

Luas *shell* bagian dalam

Ashi = π × IDs × tinggi *shell*……..... (D.31)

= 3,14 × 2,1629 × 7,3125

= 49,6826 $m^3$

Luas *head* dan *bottom* bagian dalam:

Ahbi = 2 × ((π × IDs × sf) + ( π/4 × $IDs^2$))…….....……..(D.32)

= 2 × ((3,14 ×2,1629 x 0,0762) + (3,14/4 × $(2,1629)^2$))

= 4,7076 $m^2$

Jadi luas reaktor bagian dalam:

= Ashi + Ahbi…….....(D.33)

= 49,6826 $^2$+ 4,7076 $^2$

= 54,$m^2$

Asho = π × ODs × tinggi *shell*…….....…(D.34)

= 3,14 × 2,2248 × 7,3125

=51,1038 $m^2$

2. Luas reaktor bagian luar

Luas *head* dan *bottom* bagian luar

Ahbo = 2 × ((π × ODs × sf) + (π/4 × $ODs^2$))…….....……..(D.35)

= 2 × ((3,14 × 2,2248 × 0,0762) + (3,14/4 × $(2,2248)^2$))

= 12,0291 $m^2$

Jadi luas reaktor bagian luar:

= Asho + Ahbo …….....……(D.36)

= 51,1038+ 12,0291

= 63,1330 $m^2$

## H. Volume Reaktor

1. Volume *head* dan *bottom*

Volume *head* tanpa sf (Vh) = 0,000049 $IDs^3$ (Brownell & Young,1959)

Vhb = 2 (*volume head* tanpa *sf* + *volume head* pada *sf*)

$= 2\ (0{,}000049\ IDs^3) + (\pi/4\ IDs^2\ sf)$

$= 2\ (0{,}000049\ (\ 2{,}1629\ m)^3 + 3{,}14/4\ (2{,}1629\ \ m)^2\ (0{,}798))$

$= 0{,}5606\ \ m^3$

2. Volume *shell*

$V_S = \pi/4\ IDs^2.\ Ls$…….....…….(D.37)

$= 3{,}14/4\ (2{,}1629\ m)^2\ (7{,}3125\ m)$

$= 12{,}0246\ m^3$

**I. *Nozzle* Reaktor**

Saluran dibuat dengan menggunakan bahan *carbon steel*. Diameter optimum *tube* yang *carbon steel* dan alirannya turbulen (Nre > 2000) dihitung dengan persamaan:

$Di_{.opt} = 3{,}9.\ Qf^{\ 0{,}45}.\ \rho^{\ 0{,}13}$ (Brownel & Young, 1959)

Dengan:

$Di_{.opt}$ = diameter dalam pipa, (in)

G = kecepatan aliran massa fluida, lb/s

$\rho$ = densitas fluida, $lb/ft^3$

Pengecekan bilangan reynoD

$NRe = \frac{GID}{au}$ …….....……(D.39)

Dimana:

ID = diameter dalam pipa (ft)

$\mu$ = viskositas fluida (lb/ft.hr)

a = *flow area* ($ft^2$)

**J. Umpan masuk dan produk**

**1. Umpan metanol**

Diketahui:

Bm = 32,0419

Mass flow = 10304,46 kg = 6,3063 lb/s

μ = 0,01834 lb/ft.hr

ρ = 8,6885 kg/$m^3$ = 0,5890 lb/$ft^3$

Maka didapat :

Q = Mass flowrate/ ρ gas

$= \frac{6{,}3063 \text{ lb/s}}{0{,}5890 \text{ lb/ft3}}$

= 10,7051 $ft^3$/s

$Di._{opt}$ = 3,9 (10,7051 f/s)$^{0,45}$ (0,5890 lb/$ft^3$)$^{0,13}$

= 1058,04 in

Diambil ukuran nozzle 12 in

Spesifikasi *nozzle* standard: (Appendix F item 1, Brownell and Young, 1959 hal. 361)

*Nominal pipe Size* = 12 in = 1 ft

*OD of pipe* = 12,035 in = 1,00625 ft

*ID Pipe* *=10,02 ft = 0,8958 ft²*

*Flow area pipe =78,8 in²* = 0,5472 ft²

*Flange nozzle thickness (n)*= 0,50 in = 0,693 ft

*Diameter of hole in reinforcing plate (DR)* = 12,0875 in = 1,0072 ft

*Width of reinforcing plate,* *W* = 35 in = 2,9166 ft

*Distance, shell to flange face, outside,* J =10 in = 0,8333 ft

*Distance, shell to flange face, inside,* K = 18 in = 1,5 ft

- *Regular, type* H = 17 in = 1,4166 ft
- *Low, type C* = 14,0250 in = 1,1687 ft

Pengecekan bilangan Reynold

NRe = $\frac{\text{GID}}{\text{au}}$ = 4613,8881

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

**2. *Nozzle* Umpan Oksigen**

Diketahui:

Bm = 32

Mass flow = 5001 kg/jam = 3,0624 lb/s

ρ = 8,7745 Kg/$m^3$ = 0,4558 lb/$ft^3$

μ = 0,0212 cp

Maka didapat:

Q = Mass flowrate/ ρ gas

$= \frac{3,0624 \text{ lb/s}}{0,4558 \text{ lb/ft3}}$

= 5,6103 $ft^3$/s

$Di_{.opt}$ = 3,9. $(3,0624)^{0,45}$. $(0,4558)^{0,13}$

= 5,9650 in

Diambil ukuran nozzle 6 in

Spesifikasi *nozzle* standard: (Appendix F item 1, Brownell and Young, 1959 hal. 361)

*Nominal pipe size* = 6 in

*Schedule number* = 40

OD = 6,625 in

ID = 6,065 in

Spesifikasi *nozzle* standar:

*Size* = 6 in

*OD of pipe* = 6,625 in

Flow area = 30 in

*Flange nozzle thickness (n)* = 0,4320 in

*Diameter of hole in reinforcing plate,* DR = 8,75 in = 0,7291 ft

*Length offside of reinforcing plate,* L = 16,25 in = 1,3541 ft

*Width of reinforcing plate,* W = 30,1250 in = 2,5104 ft

*Distance, shell to flange face, outside,* J = 8 in = 0,667 ft

*Distance, shell to flange face, inside,* K = 6 in = 0,5 ft

*Distance from bottom of tank to center of nozzle*

- Regular, type H = 11 in = 0,9166 ft
- *Low,* type C = 8,5 in = 0,7083 ft

Pengecekan bilangan Reynold

$NRe = \frac{GID}{au} = 7735,63$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

**3. *Nozzle* Produk**

Diketahui:

Bm = 30,031

Mass flow = 15070,992 kg/jam = 9,2290 lb/s

$\rho$ = 8,151 Kg/$m^3$ = 0,5088 lb/$ft^3$

$\mu$ = 0,3672 cp

Maka didapat:

Q = Mass flowrate/ $\rho$ gas

$= \frac{9,2290 \text{ lb/s}}{0,5088 \text{ lb/ft3}}$

= 18,1385 $ft^3/s$

$Di_{.opt}$ = 3,9. $(18,1385)^{0,45}$. $(0,5088)^{0,13}$

= 13,9260 in

Diambil ukuran nozzle 14 in

Spesifikasi *nozzle* standard: (Appendix F, Brownell and Young, 1959 hal. 361)

*Nominal pipe size* = 14 in

*Schedule number* = 40

OD = 14 in

ID = 13,25 in

Spesifikasi *nozzle* standar:

*Size* = 14 in

*OD of pipe* = 14 in

Flow area = 3,665 in

*Flange nozzle thickness (n)* = 0,5 in

*Diameter of hole in reinforcing plate,* DR = 14,1250 in = 1,1770 ft

*Length offside of reinforcing plate,* L = 31 in = 2,5833 ft

*Width of reinforcing plate,* W = 38 in = 3,1667 ft

*Distance, shell to flange face, outside,* J = 10 in = 0,833 ft

*Distance, shell to flange face, inside,* K = 8 in = 0,6667 ft

*Distance from bottom of tank to center of nozzle*

- Regular, type H = 18 in = 1,5 ft
- *Low*, type C = 15,5 in = 1,2916 ft

Pengecekan bilangan Reynold

NRe = $\frac{GID}{au}$ = 12557,5341

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.

**4. Nozzle Pendingin Masuk dan Keluar**

Diketahui:

Bm = 18,0151

Mass flow = 11155 kg/jam = 6,831lb/s

ρ = 4,932 Kg/$m^3$ = 0,3073 lb/$ft^3$

μ = 0,0282 cp

Maka didapat:

Q = Mass flowrate/ ρ gas

$= \frac{6,831 lb/s}{0,3073\ lb/ft3}$

= 22,2291 $ft^3/s$

$Di_{.opt}$ = 3,9. $(22,2291)^{0,45}$. $(0,3073)^{0,13}$

= 13,5071 in

Diambil ukuran nozzle 14 in

Spesifikasi *nozzle* standard: (Appendix F , Brownell and Young, 1959 hal. 361)

*Nominal pipe size* = 14 in

*Schedule number* = 40

OD = 14 in

ID = 13,25 in

Spesifikasi *nozzle* standar:

*Size* = 14 in

*OD of pipe* = 14 in

Flow area = 3,665 in

*Flange nozzle thickness (n)* = 0,5 in

*Diameter of hole in reinforcing plate*, DR = 14,1250 in = 1,1770 ft

*Length offside of reinforcing plate*, L = 31 in = 2,5833 ft

*Width of reinforcing plate*, W = 38 in = 3,1667 ft

*Distance, shell to flange face, outside*, J = 10 in = 0,833 ft

*Distance, shell to flange face, inside*, K = 8 in = 0,6667 ft

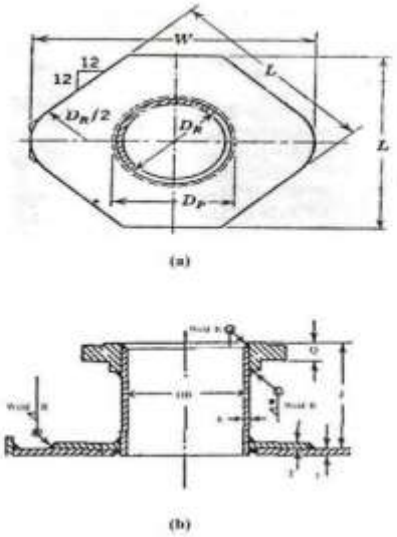
*Distance from bottom of tank to center of nozzle*

- Regular, type H = 18 in = 1,5 ft
- *Low*, type C = 15,5 in = 1,2916 ft

Pengecekan bilangan Reynold

$NRe = \frac{GID}{au} = 17634,1$

Maka anggapan menggunakan aliran turbulen adalah benar.




**Gambar D.4** *Shell Nozzle* (a) *Reinforcing Plate* (b) *Single Flange*

***5.*** **Bed Support**

*Grid support* dirancang untuk menyangga katalisator untuk mencegah kelebihan *pressure drop*. Yang biasa digunakan adalah piringan yang berlubang- lubang *(perforated plate)* atau piringan yang bergelombang (*slatted plate*). *Grid support* ini biasanya dibuat dari bahan yang anti korosi seperti *carbon steel, alloy steel, cast iron, atau cast ceramics* (Rase,1977).

Penyangga katalis berupa *perforated plate* dengan ketebalan tertentu. Tekanan yang harus ditahan oleh *bed support* = tekanan operasi + tekanan karena katalis.

a. tekanan operasi = 20% × $P_{operasi}$

= 0,2 × 1,3 atm

= 1,56 atm =22,9258 psi

b. Tekanan karena katalis

*Perforated plate* yang digunakan mempunyai lubang dengan luas sama dengan 50% luas total *tube*

Luas total pipa = Nt × at

= 583 × 0,5679 m

= 446,7490 $m^2$

*Perforate plate* = 50% × luas total pipa

= 0,5 × 446,7490 $m^2$

= 223,3745 $m^2$

Tekanan karena katalis = $\frac{berat\ katalis}{luas\ penahan\ katalis}$

= $\frac{647{,}8840\ kg}{3223{,}3745}$

= 2,9004 kg/$m^2$

= 0,0035 psi

Tekanan total perancangan

$P_{total}$ = Tekanan operasi + Tekanan karena katalis

= 22,9258 psi + 0,0035 psi

= 22,9293 psi

= 1,6261 atm

Tebal *plate* dihitung dengan persamaan (Brownell and Young,1959).

Dimana:

t = tebal minimum *plate*, inchi

d = diameter *plate*, inchi

P = tekanan perancangan, psi

F = maksimum *allowable stress*, 12650 psi( bahan yang digunakan stainless steel SA 167 Grade 11 type C 316

C’ = konstanta = 0,75 (Brownell and Young)

T $= d\sqrt{C'\frac{p}{f}}$

$= 85{,}1535\sqrt{0{,}75\text{ in}\frac{22{,}9293\text{ psi}}{12650}}$

= 3,1369 in

***6.*** **Tebal Pegangan Pipa**

Pemegang pipa harus dapat menahan perbedaan tekanan antara dalam pipa dan dalam *shell* bahan konstruksi yang digunakan sebagai bahan *shell* yaitu *carbon steel* SA 167 grade 11 type 316. Tebal pemegang pipa dihitung dengan persamaan:

Dimana:

Cph = konstanta *design* = 1,1

Dp = diameter shell, in

ΔP = perbedaan tekanan

λ = ligament *efficiency* = 0,5

f = max. *allowable stress* = 12650 in (Brownell & young,1959)

c = *corrosion allowance* = 0,25 in

tp $= Cph.\ Dp.\sqrt{\frac{\Delta p}{d}} + C$

$= 1{,}1\ (85{,}1535)\sqrt{\frac{12{,}5672}{0{,}5\ (12650)}} + 0{,}25$

= 27,5924 in

***7.*** ***Innert Ballast***

Alat ini digunakan untk melindungi permukaan katalisator dari pengaruh langsung aliran fluida dan meratakan aliran fluida umpan. *Innert ballast* berupa bola-bola keramik dengan tebal tumpukan 0-6 in, digunakan tinggi tumpukan 6 in.

***8.*** **Distributor**

Alat ini digunakan untuk meratakan aliran fluida masuk, jenis yang digunakan adalah *type multiple baffle distributor concentric cone*, yang dipasang pada akhir

bagian pipa pemasukan fluida.

***9. Flange, Bolt, and Gasket of Vessel***

**a. Sambungan *head* dengan *shell***

Sambungan antara tutup bejana dengan bagian *shell* menggunakan sistem *flange* dan baut. Bahan konstruksi yang dipilih berdasarkan pada kondisi operasi.

Data perancangan:

Tekanan desain = 22,9294 psi

*Material flange* = *Carbon steel* SA-240 grade A

*Bolting steel* = *Carbon steel* SA-193 grade B6

Material gasket = *Soft steel*

Diameter luar *shell*, B = 85,68 in

Ketebalan *shell* = 0,3750 in

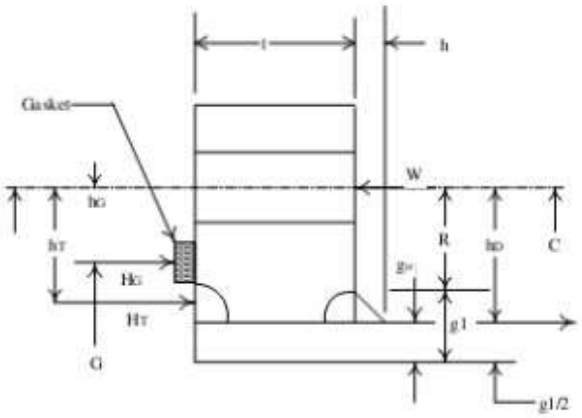
Diameter dalam *shell* = 85,1535

*Yield stress* = 18.000 lb/in$^2$

Tegangan dari material *flange* (fa) = 15.000 psi

Tegangan dari *bolting material* (fb) = 20.000 psi

Tipe *flange* terlihat pada gambar berikut:




**Gambar D.5** *tipe flange* dan dimensinya

**b. Perhitungan lebar *gasket***

do = diameter luar gasket, ft

di = diameter dalam gasket, ft

y = *yieD stress*, lb/in$^2$ (Brownell & Young, 1959)

m = faktor gasket (Brownell & Young, 1959)

digunakan material gasket yaitu *soft steel* maka diperoleh:

y = 18.000 lb/in$^2$

m = 5,5

sehingga,

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{y-P.m}{y-[P(m+1)]}}$$

$$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{18.000-(22,9294)(5,5)}{18.000-[22,9294\ (5,5+1)]}}$$

= 1,0006 in

Dengan asumsi bahwa diameter dalam gasket sama dengan diameter luar *shell* 85,68 in, sehingga:

Do = 1,0006 × 85,68 = 85,7350 in

Lebar gasket minimum (N)

$$N = \frac{do-di}{2}$$

$$= \frac{85,7350-85,68}{2}$$

= 0,02750 in

Diameter gasket rata-rata:

G = di + lebar gasket……...……(D.40)

= 85,68 + 0,02750

= 85,7075 in

**c. Perhitungan beban**

Dihitung dengan persamaan Brownell & Young, 1959.

Dari fig 12.12 brownel & young 1959 kolom 1tipe a

bo=N/2 = 0,02750/2 = 0,0138

b= bo jika bo $\leq$ 0,25

sehingga bo= 0,0138 in

Wm2 = Hy …….....(D.41)

= π × b × G × y …….....(D.42)

= 3,14 × 0,0138 × 85,7075 × 18.000

= 66.619,6208 lb

Keterangan:

Hy = berat beban bolt maksimum (lb)

b = *effective* gasket (in)

G = diameter gasket rata-rata (in)

Berat untuk menjaga *joint tight* saat operasi digunakan persamaan Brownell & Young, 1959.

Hp = 2 b π G m P

= 2 × 0,0138 × 3,14 × 85,7075 × 5,5 × 22,9294

= 933,5013 lb

Keterangan:

Hp = beban *joint tight* (lb)

m = faktor gasket (*Brownell & Young* 1959)

b = *Effective gasket* (in)

G = Diameter gasket rata-rata (in)

P = Tekanan operasi (psi)

Beban dari tekanan internal dihitung dengan persamaan (Brownell & Young, 1959).

$H = \frac{\pi}{4} G^2 P$

$= \frac{3,14\ (85,7075)^2}{4}\ 22,9294$

= 132.220,86 lb

Beban operasi total ($Wm_1$):

Wm1 = H + Hp……...…(D.43)

= 132.220,86 lb + 933,5013 lb

= 133.154,3642lb

Berdasarkan perhitungan diatas, diperoleh $W_{m1}$ lebih kecil dari pada $W_{m2}$, sehingga beban pengontrol berada pada $W_{m1}$ = 133.144,3642 lb.

$W_{m1}$ = beban berat *bolt* pada kondisi operasi (lb)

$W_{m2}$ = beban berat *bolt* pada kondisi tanpa tekanan dalam (lb)

H = total *joint contact surface* (lb)

**d. Perhitungan Luas Baut Minimum (*Minimum Bolting Area*)**

Dihitung dengan persamaan brownell & Young, 1959. Hal. 240

Am1 $= \frac{\text{Wm1}}{\text{fb}}$

$= \frac{133.144{,}3642 \text{ lb}}{20.000}$

= 6,66 in

Keterangan:

$Am_1$ = total luas *bolt* pada kondisi operasi ($in^2$)

Dengan menggunakan ukuran baut = 1 i n diperoleh data sebagai berikut:

*Root area* = 0,5510 $in^2$

*Bolt spacing standart* (BS) = 3 in

*Minimal radian distance* (R) = 1,375 in

*Edge distance* (E) = 1,0625 in

*Maximum fillet radius* = 1,6250 in

Jumlah baut minimum $= \frac{\text{Am1}}{root\ area}$ ……..…(D.44)

$= \frac{6{,}66}{0{,}5510}$= 12,0830 buah

Sehingga digunakan baut dengan ukuran 1 in sebanyak 12 buah (sampai sini)

*Bolt circle diameter*, BC = ID + 2(1,145 x go) +R)

=85,1535 +2(1,145 x 0,25 )+ 375

= 88,476 in

Perhitungan diameter *flange* luar:

*Flange* OD (A) = *Bolt circle diameter* (BC) + 2E

= 88,476 + 2 (1,0625)

= 90,60 in

Lebar gasket:

Ab aktual = N*bolt* x *Root Area*…….…….....…… (D.45)

= 12 × 0,5510

= 3,6491 $in^2$

Dari Brownell & Young,1959 beban desain diberikan persamaan:

W = $\frac{\text{Ab actual x f allow}}{2 \text{ x y x } \pi \text{ x } G}$= ……..…(D.46)

= $\frac{3{,}6491 \text{ x } 12.650}{2 \text{ x } 18.000 \text{ x } 3{,}14 \text{ x } 80{,}7075}$

= 0,00476 (N min <0,5, pemilihan baut memenuhi )

**e. Perhitungan Moment**

W= ½ (Ab+Aml) fa

= ½ (3,6491 +6,66 ) x 15.000

= 77.300,82 lb

Keterangan:

W = berat beban (lb)

$A_m$ = luas baut minimum ($in^2$)

Ab = luas *actual bolt* ($in^2$)

Fa = *allowable stress* (psi)

Hubungan *lever arm* (Brownell & Young , 1959).

hG = ½ (BC-G)…….....……..(D.47)

= ½ (88,476 – 80,7075)

= 1,3842 in

Keterangan:

hG = tahanan radial *circle bolt* (in)

BC = *bolt circle* diameter (in)

G = diameter gasket rata-rata (in)

*Flange moment* adalah sebagai berikut (Brownell &Young, 1959):

Ma = W × hG…….....…..(D.48)

= 1,821 lb × 0,52575 ft

= 0,957 lb.ft

2) Untuk kondisi saat beroperasi

Beban desain yang diberikan W = $W_{m1}$ = 77.300,82 lb

Untuk *hydrostatic end force* pada permukaan dalam *flange* (HD)

$H_D$ = 0,785 $B^2P$……..…….....…..(D.49)

$= 0{,}785\ (86{,}56)^2\ (22{,}9492\ \text{psi})$

$= 132.136{,}0128\ \text{lb}$

Keterangan:

$H_D$ = *hydrostatic and force* pada area dalam *flange* (lb)

B = diameter dalam *flange* / OD *shell* (ft)

P = tekanan operasi (psi)

*The lever arm*,$h_D$ (Brownell & Young, 1959)

$h_D = \frac{1}{2}\ (BC\text{-}B)$…….....…….(D.50)

$= \frac{1}{2}\ (88{,}476 - 85{,}68)$

$= 1{,}398$ in

The momen, $M_D$ (Brownell &Young, 1959)

$M_D = H_D \times h_D$…….....(D.51)

$= 132.136{,}0128\ \text{lb} \times 1{,}398$ in

$= 184.726{,}1458$ lb..in

Perbedaan antara *flange-design bolt load* dengan *hydrostatic end force* total:

$H_G = W - H$…….....….(D.52)

$= W_{m1} - H$

$= 133.154, 3643\ \text{lb} - 132.220{,}8629$ lb

$= 933{,}5013$ lb

Momen komponen dihitung:

$M_G = H_G \times h_G$…….....…...(D.53)

$= 933{,}5013\ \text{lb} \times 1{,}3842$ in

$= 1292{,}1969$ lb.in

Momen komponen *hydrostatic end force* total dan *hydrostatic force end* pada luas area dalam *flange*, $H_T$ (Brownell &Young, 1959).

$H_T = H - H_D$ …….....…(D.54)

$= 132.220{,}8629\ \text{lb} - 132.136{,}0128\ \text{lb}$

$= 84{,}8501$ lb

Hubungan lever arm, $h_T$ (Brownell &Young,1959)

$h_T = \frac{1}{2}\ (h_D + h_G)$…….....….(D.55)

$= \frac{1}{2}\ (1{,}398 + 1{,}3842)$

= 1,3911 in

*The moment* (Brownell &Young, 1959)

$M_T = H_T \times h_T$ …….....…(D.56)

= 84,8501 × 1,3911

= 118,0370 lb.ft

Jumlah moment untuk kondisi saat beroperasi, Mo (Brownell &Young ,1959).

$Mo = M_D + M_G + M_T$…….....(D.57)

= 184.726,1458 lb..in + 1292,1969 lb.in + 118,0370

= 186.136,37 1b.in

Sehingga moment saat beroperasi sebagai pengontrol:

$M_{max}$ = Mo = 186.136,37 lb.in

### *10.* Tebal *Flange*

$$T = \sqrt{\frac{YMmax}{fa.B}}$$

$$T = \sqrt{\frac{8(186,136,37)}{15.000(85,68)}}$$

T = 1,076

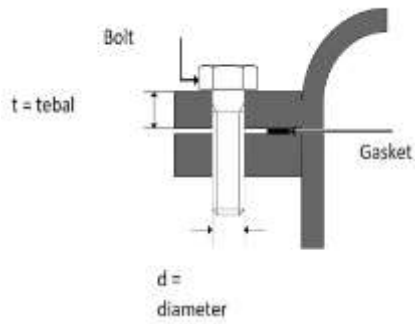
K = A/B = 90,601/85,68

= 1,057 in

Diperoleh Y = 8

= 0,219 ft = 2,628 in

sehingga diambil ketebalan *flange* = 1,3 in




**Gambar D.6** Detail untuk *flange and bolt* pada *head reactor*

***11.*** **Berat Reaktor**

Berat reaktor terdiri dari:

**a. Berat *Shell***

Berat *shell* = ¼ π $(OD_S\text{-}ID_S)^2$ Ls. $\rho_{shell}$ …….....(D.58)

= ¼ (3,14) [(2,2248– 2,1629 ft)$^2$] (7,3148 ft) (780l kg/m$^3$)

= 1215,9824 kg

**b. Berat *head* dan *bottom***

Berat *head* & *bottom* = 2Vhb . $\rho_{shell}$……..…….....……(D.59)

= 2**(**0,5606 m$^3$) (7801kg/m$^3$)

= 4373,9257 kg

**c. Berat *Tube***

Berat *tube* = ¼ π $(ODt\text{-}IDt)^2$ Lt. ρ*tube*…….....……(D.60)

= ¼ (3,14)(0,056 m – 0,0409)$^2$ (7,3148ft) (7801 kg/m$^3$)

= 3,6155 kg

Berat total *Tube* = Berat *tube* × jumlah *tube*

= 3,6155 × 583

= 1845,5415 kg

**d. Berat Aksesoris pada reaktor**

**1. Nozzle metanol**

Ukuran *Nozzle* = 12 in

Berat *Nozzle* = 80 lb = 36, 48 kg (Brownell & Young,1959)

**2. Nozzle oksigen**

Ukuran *Nozzle* = 6 in

Berat *Nozzle* = 24 lb = 10,88 kg lb (Brownell & Young,1959).

**3. Nozzle pendingin masuk**

Ukuran *Nozzle* = 14 in

Berat *Nozzle* = 102 lb = 46,2585 (Brownell & Young,1959).

**4. Nozzle pendingin keluar**

Ukuran *Nozzle* = 14 in

Berat *Nozzle* = 102 lb = 46,2585 (Brownell & Young,1959).

**5. Nozzle produk**

Ukuran *Nozzle* = 14 in

Berat *Nozzle* = 102 lb = 46,2585 (Brownell & Young,1959)

Berat total aksesoris reaktor = 36,48 + 10,88 + 46,2585+ 46,2585+46,2585

= 186,1355 kg

**e. Berat Material dalam Reaktor**

**1. Berat Bahan Baku Metanol**

$= ¼ \pi (ID^2)$ Lt. $\rho_{gas}$ . Nt

$= ¼ \times 3,14 \times (0,409\ m)^2 \times 7,3152 \times 8,6885\ kg/m^3 \times 583$

= 48,6581 kg

**2. Berat Bahan Baku Oksigen**

$= ¼ \pi (ID^2)$ Lt. $\rho_{gas}$ . Nt

$= ¼ \times 3,14 \times (0,409\ m)^2 \times 7,3152 \times 8,7445\ kg/m^3 \times 583$

= 71,6252 kg

**3. Berat Katalis**

Berat katalis = 647,8860 kg

**4. Berat pendingin**

Berat pendingin = *flow area shell* (As) × Lt × $\rho_{pendingin}$ ….....(D.61)

$= (435,0731^2)\ (7,3148)\ (4,932\ kg/m^3)$

= 1569,231kg

Total berat material dalam reaktor = berat gas + berat katalis + berat pendingin

= 48,6581 kg+ 647,8860 + 1569,231

= 16.646, 4 kg

Jadi, total berat reactor = berat *shell* + berat *head* + berat *tube* + berat material dalam reaktor + berat total aksesoris reaktor

=1215,9824 kg + 4373,9257 kg + 1845,5415 kg+ 16.646, 4 kg+186,1355 kg

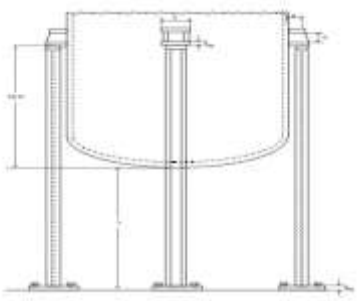
= 24.085,9859 kg

***12.*** **Design Sistem Penyangga**

Berat untuk perancangan = berat total reaktor

= 24.085,9859 kg

Kaki penyangga dilas ditengah-tengah ketinggian (50% dari tinggi total reaktor) dengan 4 kaki.



**Gambar D.7** sketsa sistem penyangga reaktor

**1. *Lug Planning***

Digunakan kaki (*lug*) tipe I-beam dengan pondasi dari cor atau beton. Karena kaki dilas pada pertengahan ketinggian reaktor, maka ketinggian kaki:

$H_{lug}$ = ½ H + L……(D.6)2

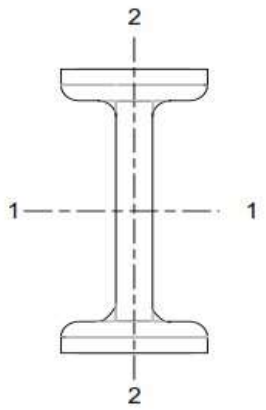
= ½ (26,9805 ft) + 5 ft

= 15,9903 ft

= 191,883 in

H = tinggi total reaktor

L = jarak antara *bottom* reaktor ke pondasi (digunakan 5 ft)




**Gambar D.8** kaki penyangga tipe I-beam

Dipilih digunakan I-beam 8 in (Brownell & Young, 1959)

Dimensi I-beam:

Kedalaman beam = 8 in

Lebar *flange* = 4,1710 in

*Web thickness* = 0,4410 in

Ketebalan rata-rata *flange* = 0,4250 in

*Area of section* (A) = 5,83 $in^2$

Berat/ft = 23 lb

Peletakan dengan beban ekstentrik (*axis* 1-1):

I = 64,2 $in^4$

S = 16 $in^3$

R = 3,09 in

Peletakan tanpa beban ekstentrik (*axis* 2-2):

I = 4,4 $in^4$

S = 2,1 $in^3$

R = 0,74 in

**Axis 1-1**

l/r = 191,883 $in^2$/3,09 in

= 62,098 (l/r < 120, memenuhi referensi)

Stress kompresif yang dizinkan (fc) dari Brownell & Young, 1959):

$$Fc = \frac{18.000}{1+\frac{l_2}{18.000 x\, r_2}}$$

$$= \frac{18.000}{1+\frac{191{,}883\ in2}{18.000\ x\ 3{,}09}}$$

= 14.824,19 lb/$in^2$

Fc < 15.000 psi sehingga memenuhi referensi.

Jarak antara *center line* kolom penyangga dan *center line shell* (a), yaitu:

A = ½ × lebar *flange* + 1,5 in…….....……(D.63)

= ½ × 4,1710 + 1,5 in

= 3,5855 in = 0,2987 ft

Y = ½ × lebar *flange*

= ½ × 4,1710 in

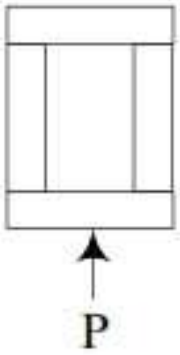
= 2,0855 in = 0,1737 ft

Z $= \frac{I}{y}$

$= \frac{191,883}{2,0855}$

$= 92,008 \text{ in}^3 = 0,053 \text{ ft}^3$

Beban kompresi total maksimum tiap *lug* (P)




**Gambar D.9** Sketsa tiap *lug*

P $= \frac{\Sigma W}{\mu}$ …….....……..(D.64)

Umumnya vessel dengan penyangga I Beam memiliki ketinggian yang lebih rendah dibandingkan *skirt supported* vessel, sehingga *wind load* sangat minor pengaruhnya. *Wind load* cenderung mempengaruhi vessel jika vessel dalam keadaan kosong. Berat vessel dalam keadaan terisi oleh *water* cenderung stabil (Brownell & Young, 1959).

ΣW = 1,2 × berat total perancangan

= 1,2 × 24.085,99 kg

= 12.042,99 kg

=26.500,61 lb

P $= \frac{\Sigma W}{n}$ …….....…..(D.65)

$= \frac{12.042,99}{4}$

= 6.625,15 kg

= 14.578,5 lb

Keterangan:

Pw = beban angin total pada permukaan yang terbuka (lbm)

H = tinggi reaktor di atas pondasi (ft)

L = jarak dari pondasi ke bagian bawah reaktor (ft)

$D_{bc}$ = diameter *anchor-bolt circle* (ft)

n = jumlah penyangga (n)

ΣW = berat reaktor (kg)

Menghitung beban ekstentrik:

$$F_{ac} = \frac{Pa}{Z} \quad \text{.....(D.66)}$$

$$= \frac{14.578,5 \times 3,5855}{92,008 \text{ in3}}$$

$$= 568,12 \text{ lb/in}^2$$

$$f = f_c - f_{ac} \quad \text{.....(D.67)}$$

$$= 14.824,19 - 568,12$$

$$= 14.256,07 \text{ lb/in2}$$

Luas penampang lintang:

$$A = \frac{P}{f} \quad \text{.....(D.68)}$$

$$= 0,4647 \text{ in}^2$$

**Axis 2-2**

$$l/r = 191,833/ \text{ in}/ 0,81 \text{ in}$$

$$= 236,89 \text{ (l/r >120 tidak memenuhi)}$$

*Lug Planning*

P = 14.578,5 lb

Masing-masing penyangga memiliki 4 baut (bolt) Beban maksimum tiap baut

L.

$$P_{bolt} = \frac{P}{nb} \quad \text{.....(D.69)}$$

$$= \frac{14.578,5 \text{ lb}}{4}$$

$$= 3.644,66 \text{ lb}$$

$$A_{bolt} = \frac{P.bolt}{t.bolt} \quad \text{.....(D.70)}$$

$$= \frac{3.644,66}{12.000},$$

$$= 0,3037 \text{ in}^2$$

Keterangan:

$F_{bolt}$ = *Stress max* yang dapat ditahan.

= 12.000 psi

Digunakan baut stnadar dengan diameter ½ ( Tabel 10.4 Brownell & Young 1959)

Ketebalan plat horizontal:

$T_{hp} = \sqrt{\frac{6My}{F.allow}}$ …….(D.71)

$My = \frac{Pbolt}{4\pi}[(1+\mu) \ln \frac{2}{\pi}$

Dengan:

thp = tebal horizontal plat (in)

My = bending momen maksimum sepanjang sumbu radial ( in.lb)

P = beban baut maksimu ( lb)

A = panjang kompresi *plate* yang digunakan +9 in

=0,5 x 9 = 9,5 in

h = tinggi gusset

= 20 in (Brownell & Young, 1959)

b = lebar gusset (in)

= 0,5 +8 in = 8,5 in

l = jarak radial dari luar horizontal plate luar ke shell (in)

μ = *passion ratio* (untuk steel, μ= 0,3)

$f._{allow}$ = stress yang diizinkan = 12,000 psi

γ1 = konstanta (0,211)

γ2 =0,085

e = jarak konentrasi beban

= setengah dari dimensi, in

= ½ x ½ = 0,25 in

Ketebalan plat kompresi:

$\frac{b}{i} = \frac{8{,}5 \text{ in}}{6 \text{ in}}$

= 1,4167 in

$My = \frac{3.644{,}66}{4\pi}[(1+0{,}3) \ln \frac{2\times6}{\pi\times0{,}25} + (1+0{,}2110)]$

= 1.173,5542 lb.in

$T_{hp}$ = $\sqrt{\frac{6\times1.173,5542}{12.650}}$

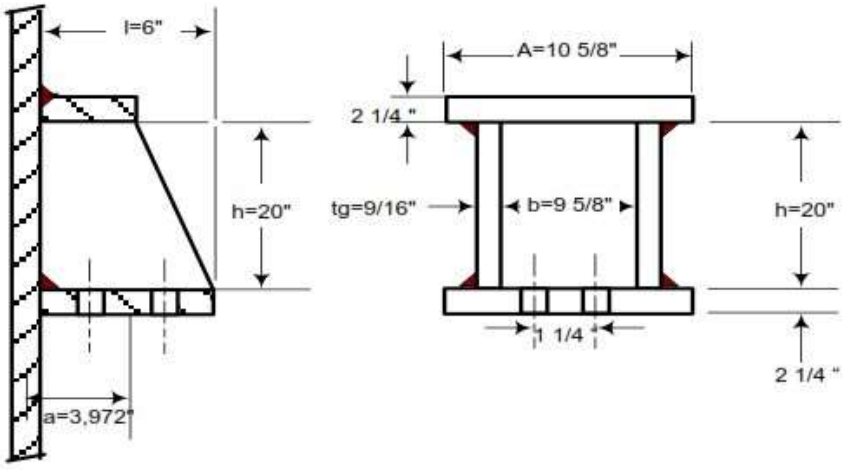
= 2,422 in (digunakan plat standar ¾ in)

Ketebalan gusset

Tg = 3/8 × thp .....(D.72)

= 3/8 × 2,422

= 0,9083 in




**Gambar D.10** *Detail Lug*

**2. *Base Plate Planning***

Digunakan I-beam dengan ukuran 8 in dan 23 lb/ft

Panjang kaki (H *lug*) = 18,0914 ft

Sehingga berat satu *lug* = 18,092 ft × 23 lb/ft

= 416 lb

Beban *base plate*

Pb = berat 1 *lug* + P…….....…….(D.73)

= 416 lb + 14.578,65 lb

= 14.994,75 lb

*Base Plate area*:

Abp = $\frac{Pb}{f}$

$= \frac{14.994,75}{120}$

$= 124,9562 \text{ in}^2$

Dengan:

Pb = *base plate loading*

F = kapasitas *bearing* (untuk cor, f = 120 psi)

Untuk posisi *lug* 1-1

Abp = lebar (le) × panjang (pa)…….....(D.74)

= (0,8 fw + 2n) (0,95 hb + 2m)

Dengan:

Fw = lebar *flange (*4,1710)

Hb = kedalaman *beam* (8 in)

M = n (diasumsikan l)

Abp = Abp = lebar (le) × panjang (pa)…….....….(D.75)

124,9652 = (0,8 fw + 2n) (0,95 hb + 2m)

= (0,8×4,1710 + 2n) (0,95×8+ 2m)

= 2,5451 in

Maka,

Ie = (0,8 fw + 2n)…….....…….(D.76)

= (0,8 × 4,1710 ) + (2 × 2,5451)

= 16,98 in

Pa = (0,95 hb + 2m)…….....(D.77)

= (0,95 x 8) + (2 × 2,5451)

= 36,649 in

Umumnya dibuat pa = Ie maka dibuat pa =Ie = 16,98 in

Abp baru = Ie × pa…….....…(D.78)

= 16,98 in × 16,98 in

$= 288,3204 \text{ in}^2$

N baru $= \frac{(Ie - 0,8\ fw)}{2}$ …….....….(D.79)

$= \frac{16,98 - (0,8 \times 4,1710)}{2}$

= 6,5088 in

m baru $= \frac{pa-(0,95\times hb)}{2}$ …….....….(D.80)

$=\frac{16,98-(0,95\times 8)}{2}$

= 4,54 in

Tekanan aktual pa $= \frac{pb}{Abp\ baru}$ …….……(D.81)

$= \frac{14.994,75}{288,3204}$

= 52,007 psi

Tebal *Base Plate* $= (0,00015 \times Pa \times n^2)^{0,5}$

$= (0,00015 \times 52,007 \times 6,5088^{\ 2})^{0,5}$

= 0,57 in (digunakan standar 1 in)

### *13.* Perancangan Pondasi

Perancangan pondasi dengan sistem konsttruksi beton terdiri dari campuran semen, kerikil, pasir dengan perbandingan 1:2:3. Direncanakan pondasi berbentuk limas terpancung. Dianggap hanya gaya vertikal dari berat kolom yang bekerja pada pondasi. Berat vessel termasuk perlengkapannya yaitu:

I-beam pada kondisi operasi = 26.500,61 lb

Berat I-Beam yang diterima oleh *base plate* = 14.994,75 lb

Jadi berat total yang diterima oleh pondasi = 41.495,36 lb

Digunakan tanah dengan ukuran:

Luas bagian atas (a) = 22.500 $in^2$ (150 in × 150 in)

Luas bagian bawah (b) = 40.000 $in^2$ (200 in × 200in)

= 62.500 $in^2$

= 434,027 $ft^2$

Tinggi pondasi = 30 in

Volume pondasi = 1/3 × t.pondasi × $((a+b) + (a\times b)^{0,5}$….....….(D.82)

= 925.000 $in^3$

= 535,9003 $ft^3$

Berat pondasi (W) = V × densitas beton …….....(D.83)

=535,9003 $ft^3$ × 140 lb/ft

=74.924,13 lb

Jadi, berat total yang diterima tanah, yaitu:

$W_{tot}$ = berat total yang diterima pondasi + berat pondasi…….....(D.84)

= 41.495,36 +74.924,13 lb

= 116.419,49 lb

Tegangan tanah karena beban (Γ) = P/F < 10 ton/ $ft^2$

Keterangan:

P = beban yang diterima tanah (lb)

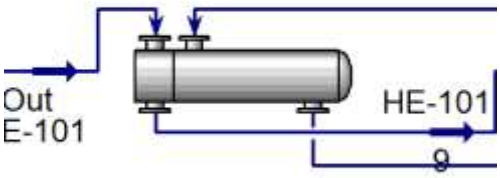
F = Luas alas ($ft^2$)

Jadi, tegangan karena beban (Γ):

Γ =268,2309 lb/ $ft^2$

= 0,121ton/ $ft^2$ < 10 ton/$ft^2$

## D.2. *Heat Exchanger* (HE-101) ( Novi Ramadani/200140015)



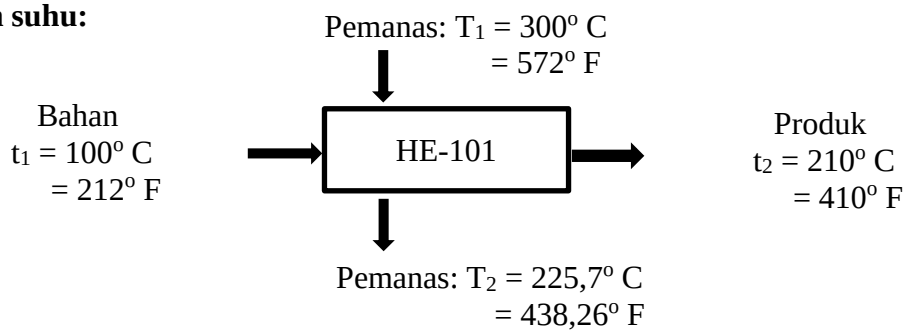

**Gambar D.1** *Heat Exchanger* (HE-101)

Fungsi : Memanaskan metanol dari suhu 100$^o$ C menjadi 210$^o$ C

Tipe : 1-4 *shell and tube heat exchanger*

Dasar Pemilihan : Umum digunakan dan mempunyai range perpindahan yang besar serta lebih efisien

**Diagram suhu:**




**Gambar D.2** Diagram Suhu *Heat Exchanger* (HE-101)

### D.2.1 Perhitungan *Heat Exchanger* (HE-101)

**1. Fluida Dingin**

a. Laju alir fluida dingin = 10.246,41 kg/jam = 22.589,4404 lb/jam

b. Temperatur awal ($t_1$) = 100°C = 212°F

c. Temperatur akhir ($t_2$) = 210°C = 410°F

d. Panas yang dibutuhkan = 6,2897178951E+06 Btu/h

**2. Fluida Panas**

a. Laju alir fluida panas = 15.305,46 kg/jam = 33.742,7232 lb/jam

b. Temperatur awal ($T_1$) = 300°C = 572°F

c. Temperatur akhir ($T_2$) = 225,7°C = 438,26°F

**3. Beda Suhu Sebenarnya**

**Tabel D.1** Menentukan temperatur rata-rata ($\Delta t_{LMTD}$)

| Temperatur | Fluida Panas (°F) | Fluida Dingin (°F) | Selisih (°F) |
|---|---|---|---|
| Tinggi | $T_1 = 572$ | $t_2 = 410$ | $T_1 - t_2 = 162$ |
| Rendah | $T_2 = 438{,}26$ | $t_1 = 212$ | $T_2 - t_1 = 223{,}26$ |
| Selisih | $T_1 - T_2 = 133{,}74$ | $t_2 - t_1 = 198$ | $\Delta t = 61{,}26$ |

LMTD =

$$\frac{(T_2 - t_1) - (T_1 - t_2)}{\ln (T_2 - t_1) / (T_1 - t_2)} \quad \text{.....(D.85)}$$

$$= \frac{61,26}{0,3207}$$

$$= 192,3343$$

$$R = \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} \text{.....(D.86)}$$

$$= \frac{133,74}{2}$$

$$= 0,6755$$

$$S = \frac{(t_2 - t_1)}{(T_1 - t_1)} \text{.....(D.87)}$$

$$= \frac{198}{360}$$

$$= 0,55$$

**4. Menentukan Temperatur Rata-rata**

$$T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2} \text{.....(D.88)}$$

$$= \frac{572 + 438,26}{2} = 505,13\ ^oF$$

$$t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2} \text{.....(D.89)}$$

$$= \frac{212 + 410}{2} = 311\ ^oF$$

Dari gambar 18 (Kern, 1988), di peroleh nilai $F_T = 0,89$

$$\Delta T = F_T \text{ x LMTD} \text{.....(D.90)}$$

$$= 0,89 \text{ x } 192,3343\ ^oF$$

$$= 171,186\ ^oF$$

**5. Luas Permukaan untuk Perpindahan Panas (*Surface Area)***

Pada tahap pendinginan digunakan *light organic* (viskositas kurang dari 0,5 cp), maka direncanakan tipe *shell and tube heat exchanger* , $U_D$= 40-75 Btu/jam.ft$^2$. $^o$F

Asumsi: $U_D$ = 50 Btu/jam.ft$^2$. $^o$F (Tabel 8, Kern, 1988)

$$A = \frac{Q}{UD.\Delta T} \text{.....(D.91)}$$

$$= \frac{6,2897178951E+06 \text{ Btu/h}}{50.\ 171,186\ ^oF}$$

= 775,146 $ft^2$

***6.*** **Jumlah *Tube***

Jenis *tube* = 16 BWG

*Flow area tube* (a't) = 1,47 $in^2$

*Surface*/lin.ft (a"t) = 0,3925 $ft^2$

Direncanakan panjang *tube*, L = 10 ft

$$Nt = \frac{A}{L.a"t} \quad \text{.....(D.92)}$$

$$= \frac{775,146\ ft2}{10.\ 0,3925\ ft2} = 197,5\ tube$$

Dari Tabel 9 (Kern,1965) diambil pendekatan Nt = 100 *tube*, dengan OD *tube* 1 ½ in, 1 $^3/_7$ in *Triangular Pitch* untuk 4 *passes*, sehingga didapat spesifikasi *shell:*

Pitch ($P_T$) = 1 $^7/_8$ in

Susunan *tube* = *Triangular Pitch*

ID = 33 in

*Baffle Space* = 0,85 x 33 in

= 28,05 in

$$C" = P_T - OD\ tube \quad \text{.....(D.93)}$$

= 1 $^7/_8$ in -1 ½ in

= 0,375 in

**7. Koreksi *design overall coefficient of heat transfer* $U_D$**

$$A = N_t \times L \times a"t \quad \text{.....(D.94)}$$

= 200 x 10 x 0,3925 $ft^2$

= 785 $ft^2$

$$U_D = \frac{Q}{\Delta T.A} \quad \text{.....(D.95)}$$

$$= \frac{6,2897178951E+06\ Btu/h}{171,186\ .785\ ft2}$$

= 46,804 $ft^2$ Btu/jam.$ft^2$.$^oF$

| ***Shell Side*** | ***Tube Side*** |
|---|---|
| ID = 33 in | Jumlah dan panjang = 200 dan 10 |
| *Baffle space* = 28,05 in | OD, BWG, Pitch = 1 ½ in, 16, 1 $^3/_7$ in |
| *Passes* = 1 | *Passes* = 4 |

**8. Analisa Kinerja HE**

Analisa kinerja HE meliputi:

**1. Menghitung Koefisien overall perpindahan panas (U)**

**a. Menghitung *Flow Area***

*Shell*

$$a_s = \frac{ID \times C'' \times B}{144 \times Pt} \quad \text{.....(D-96)}$$

$$= \frac{33 \times 0{,}375 \times 10{,}2}{144 \times 3{,}33}$$

$$= 3{,}5325 \text{ ft}^2$$

*Tube*

$$a't = 1{,}47 \text{ in}^2$$

$$at = \frac{Nt \times a't}{144 \times n} \text{.....(D.97)}$$

$$= \frac{200 \times 1{,}47}{144 \times 4}$$

$$= 0{,}5104 \text{ ft}^2$$

**b. Menghitung *Mass Velocity***

*Shell*

$$Gs = \frac{w}{as} \text{.....(D.98)}$$

$$= \frac{22.589{,}4404}{3{,}5325}$$

$$= 6394{,}6135 \text{ lb/jam.ft}^2$$

*Tube*

$$Gt = \frac{w}{at} \text{.....(D.99)}$$

$$= \frac{33.742{,}7232}{0{,}5104}$$

$$= 66.108{,}19244 \text{ lb/jam.ft}^2$$

**c. Menghitung *Reynold Number***

*Shell*

Pada $t_c$ = 311 $^oF$

$\mu$ = 0,014 cp = 0,03386 lb/jam.ft

Des = 1,08 in = 0,09 ft (Fig.28, Kern)

$$Re_s = \frac{De \times Gs}{\mu} \text{.....(D.100)}$$

$= \frac{0,09 \text{ x } 6394,6135}{0,03386}$

= 16.993,273 **( > 4000, Turbulen)**

jH = 90 (Fig.24, Kern)

*Tube*

Pada $T_c$ = 505,13 $^oF$

μ = 0,0157 cp = 0,038 lb/jam.ft (Fig.15, Kern)

Dt = 1,37 in = 0,114 ft (Fig.28, Kern)

$Re_t = \frac{De \text{ x } Gt}{\mu}$ ……..(D.101)

$= \frac{0,114 \text{ x } 66.108,19244}{0,038}$

= 468.996,3375 **( > 4000, Turbulen)**

jH = 350 (Fig.24, Kern)

**d. Menentukan *Prandt Number* ($P_T$)**

*Shell*

Viskositas pada tc = 311 $^oF$

μ = 0,03386 lb/jam.ft

Cp = 310 Btu/lbmole$^oF$ (Fig.12, Kern)

k = 0,0128 Btu/hr(ft)$^2$($^oF$/ft) (Tabel 5, Kern)

$P_T = (\frac{Cp.\mu}{k})^{1/3}$ ……..(D.102)

$= (\frac{310.0,03386}{0,0128})^{1/3}$

= 9,153 Btu/lb.$^oF$

*Tube*

Viskositas pada Tc = 505,13 $^oF$

μ = 0,038 lb/jam.ft

Cp = 930 Btu/lbmole$^oF$ (Fig.12, Kern)

k = 0,028 Btu/hr(ft)$^2$($^oF$/ft) (Tabel 5, Kern)

$P_T = (\frac{Cp.\mu}{k})^{1/3}$ ……..(D.104)

$= (\frac{930.0,038}{0,028})^{1/3}$

= 4,93 Btu/lb.$^{o}$F

**e. Menghitung Nilai *Outside Film Coefficient* ($h_o$) dan *Inside Film Coefficient* ($h_i$)**

*Shell*

$\frac{ho}{\emptyset s}$ = jH $(\frac{k}{De})$ $(\frac{Cp.\mu}{k})^{1/3}$……..(D.105)

= 90 x $(\frac{0,0128 \text{ Btu/hr(ft)}^2(^{o}\text{F/ft})}{0,09\ ft})$ x 9,153 Btu/lb.$^{o}$F

= 117,1675 Btu/hr.ft$^{2o}$F

$h_o$ = $\frac{ho}{\emptyset s}$ $\emptyset s$……..……...(D.106)

= 117,1675 Btu/hr(ft)$^{2o}$F x 0,0338 lb/jam.ft

= 3,968 Btu/hr.ft$^{2o}$F

*Tube*

$\frac{hi}{\emptyset t}$ = jH $(\frac{k}{De})$ $(\frac{Cp.\mu}{k})^{1/3}$……..(D.107)

= 300 x $(\frac{0,028 \text{ Btu/hr(ft)}^2(^{o}\text{F/ft})}{0,114\ ft})$ x 3,968 Btu/lb.$^{o}$F

= 3.633,844 Btu/hr.ft$^{2o}$F

$h_i$ = $\frac{ho}{\emptyset t}$ $\emptyset t$……..…….……..(D.108)

= 3633,844 Btu/hr(ft)$^{2o}$F x 0,038 lb/jam.ft

= 138,363 Btu/hr.ft$^{2o}$F

**f. Menghitung *Temperature Wall***

Tw = tc + $\frac{\frac{ho}{\emptyset s}}{\frac{hi}{\emptyset t}+\frac{ho}{\emptyset s}}$ (Tc-tc) ……..……....(D.109)

= 311 + $\frac{117,1675 \text{ Btu/hr.ft2oF}}{3.633,844 \text{ Btu/hr.ft2oF}+117,1675 \text{ Btu/hr.ft2oF}}$x 194,13

= 1.885,87 $^{o}$F

*Shell*

Pada tw = 311 $^{o}$F, µw = 0,0338 lb/ft.jam

Sehingga, $\emptyset s$ = $(\frac{\mu}{\mu w})^{0,14}$……...(D.110)

$= \frac{0,03386}{0,065}$

= 0,52

*Tube*

Pada tw = 505,13 $^{o}$F, µw = 0,038 lb/ft.jam

Sehingga, $\emptyset t$ $= (\frac{\mu}{\mu w})^{0,14}$……(D.111)

$= \frac{0,038}{0,0632}$

= 0,6

**g. Menghitung *Corrected Coefficient* (hio)**

*Tube*

$\frac{hio}{\emptyset t}$ $= \frac{hi}{\emptyset t}$ x $\frac{ID}{OD}$……..……..(D.112)

= 3.633,844 Btu/hr.ft$^{2o}$F x $\frac{1,37}{1,5}$

= 3.318,91 Btu/hr.ft$^{2o}$F

hio $= \frac{hio}{\emptyset t}$ $\emptyset t$……..…..(D.113)

= 3.318,91 Btu/hr.ft$^{2o}$F x 0,6

= 1.991,346 Btu/hr.ft$^{2o}$F

**h. Menghitung *Clean Overall Coefficient* (Uc)**

Uc $= \frac{hio\ x\ ho}{hio+ho}$……..…….…..(D.114)

$= \frac{1.991,346\ x\ 3.318,91}{1.991,346 + 3.318,91}$

= 1.244,591 Btu/hr.ft$^{2o}$F

**i. Menghitung *Overall Coefficient* ($U_D$)**

$U_D$ = 46,804 Btu/jam.ft$^{2}$.$^{o}$F

**j. Menghitung *Dirt Factor* (Rd)**

Rd $= \frac{Uc-Ud}{Uc\ x\ Ud}$……..……..(D.115)

$= \frac{1.244,591-46,804}{1.244,591\ x\ 46,804}$

= 0,02056 Btu/jam.ft$^{2}$.$^{o}$F

**k. Menghitung *Pressure Drop* (ΔP)**

***Tube Side* : Fluida Panas**

1. Menetukan Faktor Friksi (f)

| | | |
|---|---|---|
| Ret | = 468.996,3375 | |
| f | = 0,00015 | (Fig. 26, Kern) |
| Spesific Gravity, s | = 0,79 | (Fig. 6, Kern) |
| Gt | = 66.108,19244 lb/jam.ft$^2$ | |
| Dt | = 0,114 ft | (Tabel 10, Kern) |

2. Menentukan *Pressure Drop Tube*

$$\Delta P_T = \frac{f.Gt2.L.n}{5{,}22\ 10^{10} x\ Dt\ x\ s\ x\ \emptyset t} \text{.....(D.116)}$$

$$= \frac{0{,}00015\ x\ (66.108{,}19244)^2\ x\ 10\ x\ 4}{5{,}22\ 10^{10} x\ 0{,}114\ x\ 0{,}79\ x\ 0{,}6}$$

= 0,01 Psi < 10 Psi (memenuhi)

***Shell Side* : Fluida Dingin**

1. Menentukan Faktor Friksi (f)

| | | |
|---|---|---|
| Res | = 16.993,273 | |
| f | = 0,00025 | (Fig. 26, Kern) |
| Spesific Gravity, s | = 1,19 | (Fig. 6, Kern) |
| Gs | = 6394,6135 lb/jam.ft$^2$ | |
| Ds | = 0,09 ft | (Tabel 10, Kern) |

2. Menghitung Jumlah *Baffle* (Sekat)

N + 1 = 12 x L/B.....(D.117)

= 12 x 10/28,05

= 4,27

N = 5 *Baffle*

3. Menghitung *Pressure Drop Shell*

$$\Delta P_T = \frac{f.Gs2.Ds.(N+1)}{5{,}22\ 10^{10} x\ De\ x\ s\ x\ \emptyset s} \text{.....(D.118)}$$

$$= \frac{0{,}00025\ x\ (6.394{,}6135)^2\ x\ 0{,}09\ x\ 5}{5{,}22\ 10^{10} x\ 0{,}09 x\ 1{,}19\ x\ 0{,}52}$$

= 0,00000158 Psi < 10 Psi (memenuhi)

### D.2.2 Menghitung Tebal *Shell* (tr)

Jenis pengelasan *Double V Butt Joint*

Diketahui:

Panjang *Shell* $= \frac{4.V}{D^2.\pi}$……..…….…..(D.119)

$= \frac{4.\ 6.394{,}613}{(33)^2.3{,}14}$

= 246,848 in = 6,26 m

Efisiensi (E) = 80% = 0,8 (Tabel 13.2, Brownell & Young,1959)

Tegangan Maksimum (f) = 18.750 Psi ( Appendix 1,Brownell & Young,1959)

Faktor Korosi (CA) = 0,0125 in/tahun =0,00031 m/tahun

Umur alat (n) = 20 tahun

C = n . CA…….…..(D.120)

= 20 tahun x 0,0125 in/tahun

= 0,250 in

ID *Shell* = 12 in = 0,3048 m (Kern, Tabel 9, hal 842)

Tebal *Shell* $= \frac{P.\ ID}{2\ .f\ .E}$+ C…….…..(D.121)

$= \frac{19{,}1047.\ 33\ in}{2\ .18.750\ psi\ .0{,}8}$+ 0,250

= 0,270911 in

Tebal *shell* standar yang digunakan yaitu 3/6 sampai 3/16 in (Brownell & Young,1959).

### D.2.3 Perhitungan *Noozle*

a. *Noozle* pada *Shell*, untuk masuknya fluida dingin:

Laju Alir = 10.246,41 kg/jam = 22.589,4404 lb/jam

Densitas = 1,38 kg/m$^3$ = 0,0861 lb/ft$^3$

Kecepatan Volumetrik:

Q $= \frac{Laju\ Alir}{Densitas}$……...(D.122)

$= \frac{22.589{,}4404\ lb/jam}{0{,}0861 \frac{lb}{ft3} x\ 3600\ s}$

= 0,7287 $ft^3/s$

Pemilihan diameter *Noozle* berdasarkan diameter pipa:

D optimum = 3,9 x $Q^{0,45}$ x $\rho^{0,1}$…….…….(D.123)

= 3,9 x (0,7287 $ft^3/s)^{0,45}$ x (0,0861 $lb/ft^3)^{0,13}$

= 2,45 in, dipilih 3 in

Dari Tabel 11 (Kern,1965) diperoleh:

ID = 3,068 in

OD = 3,50 in

*Schedule Number* = 40

*Flow Area* = 7,38 $in^2$

*Weight* = 7,58 lb

b. *Noozle* pada *Tube* untuk masuknya fluida panas:

Laju Alir = 15.305,46 kg/jam = 33.742,7232 lb/jam

Densitas = 0,6673 $kg/m^3$ = 0,0416 $lb/ft^3$

Kecepatan Volumetrik:

Q $= \frac{Laju\ Alir}{Densitas}$ ……..…..(D.124)

$= \frac{33.742{,}7232\ lb/jam}{0{,}0416 \frac{lb}{ft3} x\ 3600\ s}$

= 0,225 $ft^3/s$

Pemilihan diameter *Noozle* berdasarkan diameter pipa:

D optimum = 3,9 x $Q^{0,45}$ x $\rho^{0,13}$……..…..(D.125)

= 3,9 x (0,225 $ft^3/s)^{0,45}$ x (0,0416 $lb/ft^3)^{0,13}$

= 1,318 in, dipilih 1 ½ in

Dari Tabel 11 (Kern,1965) diperoleh:

ID = 1,610 in

OD = 1,90

*Schedule Number* = 40

*Flow Area* = 2,04 $in^2$

*Weight* = 2,72 lb

c. *Noozle* pada *Tube* untuk keluar fluida dingin:

Laju Alir = 15.305,46 kg/jam = 33.742,7232 lb/jam

Densitas = 0,7679 $kg/m^3$ = 0,0479 $lb/ft^3$

Kecepatan Volumetrik:

$$Q = \frac{Laju\ Alir}{Densitas} \quad \text{.....(D.126)}$$

$$= \frac{33.742{,}7232\ lb/jam}{0{,}0479 \frac{lb}{ft3} x\ 3600\ s}$$

$$= 0{,}195\ ft^3/s$$

Pemilihan diameter *Noozle* berdasarkan diameter pipa:

$$D\ optimum = 3{,}9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad \text{.....(D.127)}$$

$$= 3{,}9 \times (0{,}195\ ft^3/s)^{0,45} \times (0{,}0479\ lb/ft^3)^{0,13}$$

= 1,2589 in, dipilih 1 ½ in

Dari Tabel 11 (Kern,1965) diperoleh:

ID = 1,610 in

OD = 1,90

*Schedule Number* = 40

*Flow Area* = 2,04 $in^2$

*Weight* = 2,72 lb

d. *Noozle* pada *Shell* untuk keluarnya fluida panas:

Laju Alir = 10.246,41 kg/jam = 22.589,4404 lb/jam

Densitas = 1,0540 $kg/m^3$ = 0,0658 $lb/ft^3$

Kecepatan Volumetrik:

$$Q = \frac{Laju\ Alir}{Densitas} \quad \text{.....(D.128)}$$

$$= \frac{22.589{,}4404\ lb/jam}{0{,}0658 \frac{lb}{ft3} x\ 3600\ s}$$

$$= 0{,}953\ ft^3/s$$

Pemilihan diameter *Noozle* berdasarkan diameter pipa:

$$D\ optimum = 3{,}9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad \text{.....(D.129)}$$

$$= 3{,}9 \times (0{,}953\ ft^3/s)^{0,45} \times (0{,}0658\ lb/ft^3)^{0,13}$$

= 2,64 in, dipilih 3 in

Dari Tabel 11 (Kern,1965) diperoleh:

ID = 3,068 in

OD = 3,50

*Schedule Number* = 40

*Flow Area* = 7,38 $in^2$

*Weight* = 7,58 lb

**D.2.4 Perhitungan Diameter Gasket**

$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{y-P.m}{y-P(m+1}}$ (Brownel & Young,1959 pers. 12.2)

Dimana:

do = Diameter luar gasket (in)

di = Diameter dalam gasket (in)

P = *Internal Pressure* = 73,840 psi

m = Gasket Faktor = 3,75 psi

y = *yield stress* = 9000 psi

maka:

$\frac{do}{di} = \sqrt{\frac{9000-73,840 \text{ x } 3,75}{9000-73,840(3,75+1)}}$ = 1,004 in

Diameter (di) gasket = ID Shell = 33 in, sehingga:

do = 33 x 1,004 = 33,132 in

Lebar gasket minimal (n)

n $= \frac{do-di}{2} = \frac{33,132-33}{2}$ = 0,066 in

Diameter gasket rata-rata (G)

G = di + n……..……..…..(D.130)

= 33 + 0,066 = 33,066 in

**D.2.5 Menghitung Berat Total *Heat Exchanger***

Dasar Perhitungan:

Diameter dalam *shell* (IDs) = 33 in = 0,8382 m

Diameter luar *shell* (ODs) = 33,132 in = 0,8415 m

| | | | |
|---|---|---|---|
| Panjang *shell* | = 246,848 in | = 6,26 m | |
| Tebal *shell* | = 0,270911 in | = 0,00688 m | |
| Diameter dalam *tube* (IDt) | = 1,37 in | = 0,034 m | |
| Diameter luar *tube* (ODt) | = 1,5 in | = 0,038 m | |
| Panjang *tube* | = 120 in | = 10 ft | |
| Jumlah *tube* | = 200 | | |
| *Straight flange length* (sf) | = 2,25 in | | (Brownell & Young, 1959) |
| *Inside corner radius* (icr) | = 1,125 in | | (Brownell & Young, 1959) |
| Ketebalan *head* (th) | = 0,25 in | | (Brownell & Young, 1959) |

1. Berat *Shell*

V *shell* = 3,14 x IDs x Panjang *shell* x ts……....(D.131)

= 3,14 x 0,8382 m x 6,26 m x 0,00688 m

= 0,11332 $m^3$ = 4,02 $ft^3$

Berat *shell* = $\rho$ *steel* x V *shell*……....(D.132)

= 490 lb/$ft^3$ x 4,002 $ft^3$ = 1961,063 lb

2. Total Berat *Tube*

V *tube* = 3,14 x IDt x panjang *tube* x tt……..…(D.133)

= 3,14 x 1,37 in x 120 in x (1,5-1,37)in

= 67,108 $in^3$ = 0,0388 $ft^3$

Berat total *tube* = Nt x V *tube* x $\rho$ *steel*……....(D.134)

= 200 x 0,0388 $ft^3$ x 490 lb/$ft^3$

= 3.805,9lb

3. Berat *Baffle*

L penampang tot *tube* = $(\frac{1}{4})$ x π x $(ODt)^2$ x Nt……..….(D.135)

= $(\frac{1}{4})$ x 3,14 x $(1,5\ in)^2$ x 200

= 353,25 $in^2$ = 2,451 $ft^2$

L *tube sheet* = $(\frac{1}{4}$ x π x $IDs^2)$ - $(\frac{1}{4}$ x π x $ODt^2)$ ….……..…..(D.136)

= $(\frac{1}{4}$ x 3,14 x $33^2)$ - $(\frac{1}{4}$ x 3,14 x $1,5^2)$

= 853,098 $in^2$ = 5,92 $ft^2$

L *Baffle Cut* = 0,25 x L *tube sheet*…….……....(D.137)

= 0,25 x 5,92 $in^2$

= 213,274 $in^2$ = 1,48 $ft^2$

Berat *Baffle* = Nt x (L *tube sheet* – L penampang *tot tube* - L *Baffle cut*) x $\frac{3}{12}$ in x $\rho$ *steel*……..(D.138)

= 200 x (5,92-2,451-1,48) x 0,020 ft x 490 lb/$ft^3$

= 3.898,09 lb

4. Total Berat *head*

$b_d$ = ODs + $\frac{ODs}{42}$ + 2 x sf + icr…….……..….(D.139)

= 33,132 + $\frac{33,132}{42}$ + 2 x 2,25 +1,125

= 39,545 in = 3,295 ft

V *head* atas = $\frac{1}{4}$ x π x $(b_d)^2$ x th……....(D.140)

= $\frac{1}{4}$ x 3,14 x $(3,935)^2$ ft x 0,0020 ft

= 0,0170 $ft^3$

Berat *head* atas = V *head* atas x $\rho$ *steel*……..……....(D.141)

= 0,0170 $ft^3$ x 490 lb/$ft^3$

= 8,354 lb

V *head* bawah = $\frac{1}{4}$ x π x $(b_d)^2$ - $\frac{1}{4}$ x π x $(ODt)^2$ x th……..….(D.142)

= $\frac{1}{4}$ x 3,14 x $(3,925)^2$ ft - $\frac{1}{4}$ x 3,14 x $(0,125)^2$ft x 0,002 ft

= 8,525 $ft^3$

Berat *head* bawah = V *head* bawah x $\rho$ *steel*…….……...(D.143)

= 8,525 $ft^3$ x 490 lb/$ft^3$

= 4.177,376 lb

Total Berat *Head* = berat *head* atas + berat *head* bawah……..….(D.144)

= 8,354 lb + 4.177,376 lb

= 4.185,371 lb

Ws = berat *shell* + T.berat *tube* + T. berat *head*…….(D.145)

= 1961,063 lb + 3.805,9lb + 4.185,371

= 9.952,695 lb

Volume HE

V = ¼ $\pi D^2$.H……..……...(D.146)

= ¼ x 3,14 x $33^2$ in x 246 in

= 210.687,2 $in^3$

= 3,452 $m^3$

Waktu Tinggal (t)

t = Volume/laju alir volumetrik……..……...(D.147)

= 3,452 $m^3$/6.394,613 $m^3$/jam

= 0,00053 jam

= 1,943 detik

Wt = m x t…….. …..…..(D.148)

Dimana:

m : berat larutan dalam HE = 10.246,41 kg/jam

t : waktu tinggal dalam HE = 0,006019 jam

Wt = 10.246,41 kg/jam x 0,00053 jam

= 5,43 kg

### D.2.6 Menghitung Penyangga Kolom

Direncanakan 2 buah penyangga kolom (kaki penahan), digunakan kolom penyangga jenis I-beam.

Tinggi Kolom Penyangga, L = ½ x H + I……....(D.149)

Dimana:

I = 1,5 m = 4,92126 ft

H = 12,048 in = 1,004 ft

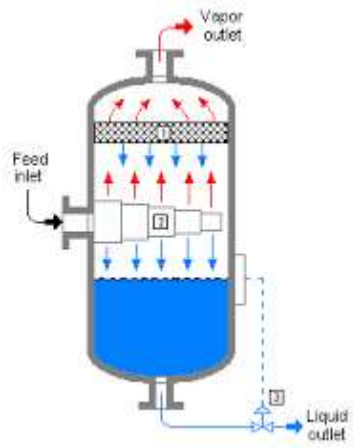
Maka, L = ½ x 1,004 + 4,92126 = 5,42326 ft = 1,65 m

## D.3 Separator / Siti Widya Safriani / 200140027

Separator adalah tabung bertekanan yang digunakan untuk memisahkan cairan dan gas (dua fasa), dimana pemisahannya dapat dilakukan dengan beberapa cara yaitu:

1. Prinsip penurunan tekanan
2. Turbulensi aliran atau perubahan arah aliran

3. Pemecahan atau tumbukan fluida




**Gambar D.11** Separator (S-01)

a. Kode : S-101

b. Bentuk : *Vertical*

c. Fungsi : Memisahkan campuran gas dan *liquid* yang berasal dari Reaktor (PFR-100)

4. Tujuan:

a. Menentukan jenis saparator

b. Menentukan bahan konstruksi separator

c. Menghitung volume separator

d. Menentukan dimensi separator

e. Menentukan laju pemisahan

f. Menghitung *nozzle*

5. Kondisi operasi separator

| | | |
|---|---|---|
| Suhu | : 86 $^{o}$F | = 303.15$^{o}$K |
| Tekanan | : 1,3 atm | = 19,1 psi |

### D.3.1 Menghitung Volume Separator

Data dari komposisi bahan masuk dan keluar serta bahan vapor dan liquid dalam separator dapat dilihat pada Tabel D.10, D.11 dan D.12 dibawah ini.

**Tabel D.7** Komposisi bahan Masuk dan Keluar Separator

| **Komponen** | ***Input* ( kg/jam)** | ***Output* (kg/jam)** | |
|---|---|---|---|
| | ***In* Separator** | ***Vapor Product*** | ***Liquid Product*** |
| $CH_3OH$ | 234,4672 | - | 234,4672 |
| $H_2O$ | 5687,892 | - | 5687,892 |
| $CH_2O$ | 9383,10 | 9383,10 | - |
| **Total** | **15.305,46** | **15.305,46** | |

**Tabel D.8** Komposisi Bahan *Vapour* dalam Separator

| **Komponen** | **Massa lb/hr** |
|---|---|
| $CH_3OH$ | - |
| $H_2O$ | - |
| $CH_2O$ | 20.689,74 |
| **Total** | **20.689,74** |

**Tabel D.9** Komposisi Bahan Liquid dalam Separator

| **Komponen** | **Massa lb/hr** |
|---|---|
| $CH_3OH$ | 517,0 |
| $H_2O$ | 12.541,8 |
| $CH_2O$ | - |
| **Total** | **13.058,80** |

1. Menghitung Densitas Uap dan Cairan

   Densitas vapour = 1,578 kg/$m^3$ = 0,09848 lb/$ft^3$

   Densitas liquid = 996,7 kg/$m^3$ = 62,2219 lb/$ft^3$

2. Menghitung Laju Alir Gas dan Cairan

   Massa vapor ($W_{v)}$ = 20.689,74 lb/h = 5,75 lb/s

   Massa liquid ($W_L$) = 13.058,80 lb/h = 3,63 lb/s

3. Menghitung Faktor Pemisahan Uap Cair ($F_{LV}$)

$$F_{LV} = \frac{W_L}{W_V} \times \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad \text{..... (D.150)}$$

Keterangan:

$W_L$ : Massa liquid (lb/s)

$W_V$ : Massa vapor (lb/s)

$\rho_V$ : Densitas vapor ($lb/ft^3$)

$\rho_L$ : Densitas liquid ($lb/ft^3$)

$$F_{Lv} = \frac{3{,}63 \text{ lb/s}}{5{,}75 \text{ lb/s}} \text{ x} \sqrt{\frac{0{,}09848 \text{ lb/ft}^3}{62{,}2219 \text{ lb/ft}^3}}$$

$$= 0{,}02511$$

Sehingga $F_{LV}$ = 0,02511, maka nilai Kv = 0,65 didapat dari (Gambar 18.5b Couper, 2012).

4. Menghitung Kecepatan Uap Maksimum ($U_V$ Maks)

$$U_V \text{ maks} = K_V \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_V}{\rho_V}} \quad \text{..... (D.151)}$$

(Couper, 2012)

$$= 0{,}65 \text{ x } \frac{62{,}2219 \text{ lb/ft}^3 - 0{,}09848 \text{ lb/ft}^3}{0{,}09848 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 16{,}33 \text{ ft/s}$$

5. Menghitung Debit Uap

$$Q_V = \frac{W_V}{\rho_V} \quad \text{.....(D.152)}$$

$$= \frac{5{,}75 \text{ lb/s}}{0{,}09848 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 58{,}359 \text{ ft}^3\text{/s}$$

6. Menghitung Luas Penampang Minumum Vessel

$$A_{Vmin} = \frac{Q_V}{U_V \text{ maks}} \quad \text{.....(D.153)}$$

$$= \frac{58{,}359 \text{ ft}^3\text{/s}}{16{,}33}$$

$$= 3{,}5737 \text{ ft}^3\text{/s}$$

$$(A_{total)min} = \frac{A_{Vmin}}{0{,}2} \quad \text{.....(D.154)}$$

$$= \frac{3{,}5737 \text{ ft}^3/\text{s}}{0{,}2}$$

$$= 1{,}78685 \text{ ft}^3/\text{s}$$

7. Menghitung Diameter Minumum

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times (A_{total)\ min}}{\pi}} \quad \text{.....(D.155)}$$

$$= \sqrt{\frac{4 \times 1{,}78685 \text{ ft}^3/\text{s}}{3{,}14}}$$

$$= 4{,}7717 \text{ ft}$$

$$= 57{,}2598 \text{ in}$$

Untuk alasan keamanan terhadap faktor tertentu seperti *weight load*, bahaya gempa, angin dan ketersediaan alat, diameter dipilih dari D = $D_{min}$ sampai $D_{min}$ + 6 in (Couper, 2012). Sehingga diameter dalam vessel yang dipilih adalah 63,2598 in (5,2716 ft = 1,6068 m).

8. Menghitung Debit Cairan

$$Q_l = \frac{Wl}{\rho l} \quad \text{.....(D.156)}$$

$$= \frac{3{,}63 \text{ lb/s}}{62{,}2219 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0{,}0583 \text{ ft}^3/\text{s}$$

9. Menghitung Volume Cairan dalam Tangki

Dengan $t_{hold}$ (*holding time*) = 5 menit = 300 detik

$$V_t = Q_L \times t_{hold} \quad \text{..... (D.157)}$$

$$= 0{,}0583 \text{ ft}^3/\text{s} \times 300 \text{ s}$$

$$= 17{,}490 \text{ ft}^3$$

Untuk volume keseluruhan (*overall*) separator ditetapkan faktor keamanan 20% VT (Tabel 2.2 Vilbran).

$$VT = Vt + V_{RK} \quad \text{..... (D.158)}$$

Dimana:

VT = Volume keseluruhan (*overall*)

Vt = Volume cairan dalam tangki

$V_{RK}$ = Faktor keamanan

Didapat:

$VT = Vt + V_{RK}$

$VT = Vt + 0{,}2\ VT$

$VT - 0{,}2\ VT = 17{,}490\ ft^3$

$0{,}8\ VT = 17{,}490\ ft^3$

$$VT = \frac{17{,}490\ ft^3}{0{,}8}$$

$= 21.862\ ft^3$

$= 0{,}6187\ m^3$

$$\text{Fraksi volume} = \frac{17{,}490\ ft^3}{21.862}$$

$= 0{,}8$ (Tabel 10-64 *Perry's* 1999).

### D.3.2 Menghitung Volume *Head* dan *Bottom*

Volume *head* tanpa sf (Vh) = $0{,}000049\ IDs^3$ (persamaan 5.11, Brownell and Young).

$V_{hh}$ = 2 (volume *head* tanpa sf + volume *head* pada sf)

$= 2\ (0{,}000049\ IDs^3 + \pi/4\ IDs^2\ sf)$

$= 2\ (0{,}000049\ (1{,}6068\ m)^3 + \frac{3{,}14}{4}\ (1{,}6068\ m)^2\ (0{,}0762))$

$= 0{,}30928\ m^3$

$$\text{Fraksi volume} = \frac{17{,}490\ ft^3}{21.862} = 0{,}8$$ (Tabel 10-64 *Perry's* 1999).

### 1. Menghitung Tinggi Tangki Keseluruhan

Asumsi L = 3 sampai 5 dari (brownell and young, 1959), maka untuk perhitungan tinggi tangki keseluruhan diambil asumsi L = 4,3.

L = 4,3 x D..... (D.159)

= 4,3 x 5,2716 ft

= 22,668 ft = 6,914 m

**2. Cek Geometri**

Untuk separator vertikal nilai L/D, harus terletak diantara 3 dan 5, sehingga;

$$L/D = \frac{22{,}668\ \text{ft}}{5{,}2716\ \text{ft}}$$

= 4,3

**3. Perhitungan Diameter Tutup dan Tinggi Tutup**

Diameter tutup = Diameter separator .....(D.160)

= 1,6068 m

Tinggi tutup (Hh) $= \frac{D}{4}$ ..... (D.161)

$$= \frac{1{,}6068\ \text{m}}{4}$$

Volume tutup tangki (Vh) = $\frac{\pi}{24} D^3$ .....(D.162)

$$= \frac{3{,}14}{24} \text{ x } (1{,}6068)^3$$

$= 0{,}543\ m^3$

**4. Perhitungan Tinggi *Shell***

Tinggi *shell* (Hs) = 1,5 x D ..... (D.163)

= 1,5 x 1,6068 m

= 2,4102 m

Total tinggi tutup dan tinggi *shell*;

H total = Hs + 2Hh .....(D.164)

= 2,4102 m + 2(0,402) m

= 3,214 m

Total tinggi tangki tanpa tutup;

H total tangki = tinggi total keseluruhan – H total .....(D.165)

= 6,914 m – 3,214 m

= 3,70 m

= 12,1 ft

### D.3.3 Menghitung Dimensi Separator, tebal *shell* dan tebal *Head*

1. Menghitung Tebal Dinding *Shell*

Untuk menentukan tebal dinding *shell*, persamaan yang digunakan adalah :

$$t_s = \frac{Pd \times ri}{FE - 0{,}6\ Pd} + C \quad \text{.....(D.166)}$$

(Brownell and Young, 1959)

Keterangan:

$t_s$ = Tebal *shell* (in)

$P_d$ = Tekanan desain (psi) ; *safety factor* = 20%

$= 1{,}2 \times P_{operasi}$ .....(D.167)

$= 1{,}2 \times 19{,}1$ psi

= 22,92 psi

F = *Allowable stress* (psi) material yang digunakan *Carbon Steel* SA-283 *Grade* C =12. 650 psi (Tabel 13.1, brownell and young, 1959)

$D_i$ = Diameter dalam *shell* (in) = 63,260 in

Ri = Jari-jari (in) = 31,63 in

E = Efesiensi pengelasan = 0.85

C = *Corrosion allowance* = 0,125 (brownell and young, 1959)

$$t_s = \frac{22{,}92\ \text{psi} \times 31{,}63\ \text{in}}{12.650 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 22{,}92\ \text{psi})} + 0{,}125$$

= 0,1967 in

Dari tebal standar dinding *shell* diperoleh nilai ts = ¼ in. (Tabel 5.8, Brownell and Young).

Menghitung luar *shell* (ODs)

ODs = IDs + 2 $t_s$.....(D.168)

= 63,260 in + 2 (0,1967 in)

= 63,653 in

= 5,302 ft

= 1,617 m

ODs dibulatkan menjadi 66 in serta tebal *shell* yang digunakan adalah ¼ in, sehingga berdasarkan Tabel 5.7 (Brownell and Young,1995) diperoleh nilai:

*Inside radius corner* (icr) = 4 in

*Corner radius* (rc) = 66 in

Maka:

$$W = \frac{1}{4} \text{ x } \left(3+\sqrt{\frac{rc}{icr}}\right)$$

$$= \frac{1}{4} \text{ x } \left(3+\sqrt{\frac{66}{4}}\right)$$

$$= 1{,}7655$$

1. Menghitung Tebal *Head and Bottom* ($t_h$)

Bentuk *head and bottom* yang digunakan adalah *Elipptical flanged and dished head*.

$$t_h = \frac{P_d \times ri \text{ x } W}{2\ FE\text{-}0{,}2\times P_d)} + C \quad \text{.....(D.169)}$$

(Brownell and Young, 1959)

$$t_h = \frac{22{,}92 \text{ psi} \times 31{,}63 \text{ in x } 1{,}7655}{2(12.650\times 0{,}8)\text{-}(0{,}2 \times 22{,}92)\text{psi})} + 0{,}125$$

$= 0{,}1882$ in

Dari table standard *shell* diperoleh nilai $t_h$ = ¼ in (Tabel 5.8, Brownell and Young).

Dari Tabel 5.7 dan 5.11 (Brownell and Young, 1959) diperoleh:

$t_h$ = ¼ in

sf = 2 – 2 ¼ in

maka dipilih,

sf = 2 in = 0,1666 ft = 0,0508 m

*Gage thickness* (t) = ¼ in

Jadi tebal *shell* standard yang dipilih adalah ¼ in (Tabel 5.4, Brownell and Young).

2. Menghitung Tinggi *Head*

Dimensi keseluruhan (OA) = t + b+ sf..... (D.170)

(*brownell and young*,1959 )

Dimana :

A = tinggi keseluruhan tutup tangki

a = radius dalam

b = pinggang bagian dalam

r = radius pinggang

Dimana :

$$b = r_c - \sqrt{r_c\text{-icr})^2 - (\frac{ID_h}{2} - icr)^2} \quad \text{.....(D.171)}$$

$$= 66 - \sqrt{(66\text{-}4)^2 - (\frac{63{,}260}{2} - 4)^2}$$

= 10,4970 in

Jadi total tinggi *head* (OA) = 0,1882 in + 10,4970 in + 2 in

= 12,6852 in

= 1,0567 ft

**D.3.4 Perancangan *Nozzle***

*Nozzle* pada separator dibagi menjadi 3 macam yaitu :

1. *Nozzle feed* masuk
2. *Nozzle* gas *outlet*
3. *Nozzle liquid oulet*

Dari macam-macam separator tersebut dapat diuraikan perhitungan *nozzle* sebagai berikut :

1) *Nozzle Feed* Masuk

*Rate* massa = 15.305,46 kg/h = 33.748,53754 lb/h

*p* Campuran = 2,499 kg/m$^3$ = 0,156 lb/ft$^3$

$$Q = \frac{m}{p} \quad \text{.....(D.172)}$$

$$= \frac{33.748{,}53754 \text{ lb/h}}{0{,}156 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}}$$

= 60,0935 ft$^3$/det

Asumsi : Aliran turbulen

Dari *peters & timmerhause* 4th, persamaan 45 hal 365, didapat:

DI optimal $= 3{,}9 \times Q^{0.45} \times p^{0{,}13}$ ..... (D.173)

$= 3{,}9 \times (60{,}0935)^{0.45} \times (0{,}156)^{0{,}13}$

$= 19{,}3483$ in

$= 20$ in

Digunakan *nozzle* standar 20 in, dari dari Apendix (Tabel 11, *Kern*).

Dimana:

Nps = 20 in *Schedule Number* 20

OD = 20 in = 1,666 ft

ID = 19,25 in = 1,603525 ft

Luas area (A) = 291 $in^2$

= 2,01954 $ft^2$

2) *Nozzle* Gas Keluar

*Rate* massa = 9.383,1 kg/jam = 20.689,74 lb/h

$p$ vapour = 1,578 $kg/m^3$ = 0,09848 $lb/ft^3$

$Q = \frac{m}{p}$ .....(D.174)

$= \frac{20.689{,}74 \text{ lb/h}}{0{,}09848 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}}$

$= 58{,}35854 \text{ ft}^3/\text{det}$

Asumsi : Aliran turbulen

Dari *peters & timmerhause* 4th, persamaan 45 hal 365, didapat:

DI optimal $= 3{,}9 \times Q^{0.45} \times p^{0{,}13}$ .....(D.175)

$= 3{,}9 \times (58, 35854 \text{ ft}^3/\text{det})^{0.45} \times (0{,}09848 \text{ lb/ft}^3)^{0{,}13}$

$= 17{,}98651$ in

$= 18$ in

Digunakan pipa standar 18 in, dari Apendix Tabel 11, *Kern.*

Dimana:

Nps = 18 in *Schedule Number* 20

OD = 18,0 in = 1,4994 ft

ID = 17,25 in = 1,4369 ft

Luas area (A) = 234 $in^2$

= 1,62396 $ft^2$

3) *Nozzle Liquid* keluar

*Rate* massa = 5.922,359 kg/jam = 13.058,80 lb/h

$p$ liquid = 996,7 $kg/m^3$ = 62,22 $lb/ft^3$

$Q = \frac{m}{p}$ ..... (D.176)

$= \frac{13.058,80 \text{ lb/h}}{62,22 \text{ lb/ft}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ detik}}$

= 0,0583003 $ft^3/det$

Asumsi : Aliran turbulen

Dari *peters & timmerhause* $4^{th}$, persamaan 45 hal 381, didapat:

DI optimal $= 3,9 \times Q^{0.45} \times p^{0,13}$ .....(D.177)

$= 3,9 \times (0,0583003 \text{ ft}^3/\text{det})^{0.45} \times (62,22 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$

= 1,857066 in

= 2 in

Digunakan pipa standar 2 in, dari Apendix Tabel 11, *Kern.*

Dimana:

Nps = 2 in *Schedule Number* 50

OD = 2,38 in = 0,198254 ft

ID = 1,989 in = 0,16568 ft

Luas area (A) = 2,95 $in^2$

= 0,020473 $ft^2$

### D.3.5 Berat Separator

1. Berat *Shell*

Beart *Shell* = ¼ $\pi$ ($ODs^2 - IDs^2$) Hs x $p$ *shel*.....(D.178)

= ¼ (3,14)x($(1,617 \text{ m})^2 - (1,6068 \text{ m})^2$)(2,4102 m)(7.990 $kg/m^3$)

= 497,0931 kg

2. Berat *Head* dan *Bottom*

Berat *Head* dan *Bottom* = Vhb x $p$ *shell*.....(D.179)

= 0,30928 $m^3$ x 7.990 $kg/m^3$

= 2.471,1472 kg

3. Berat Material

Berat Bahan Baku = Laju alir x Waktu tinggal.....(D.180)

= 4,25152 kg/s x 300 detik

= 1275,4493 kg

4. Berat Aksesoris Pada Separator

a. *Nozzle feed* masuk

Ukuran *Nozzle* = 20 in

Berat *Nozzle* = 170 lb

= 77,18 kg

b. *Nozzle* gas keluar

Ukuran *Nozzle* = 18 in

Berat *Nozzle* = 140 lb

= 63,56 kg

c. *Nozzle* liquid keluar

Ukuran *Nozzle* = 2 in

Berat *Nozzle* = 6 lb

= 2,724 kg

Berat total aksesoris pada separator = (77,18 + 63,56 + 2,724) kg

= 143,464 kg

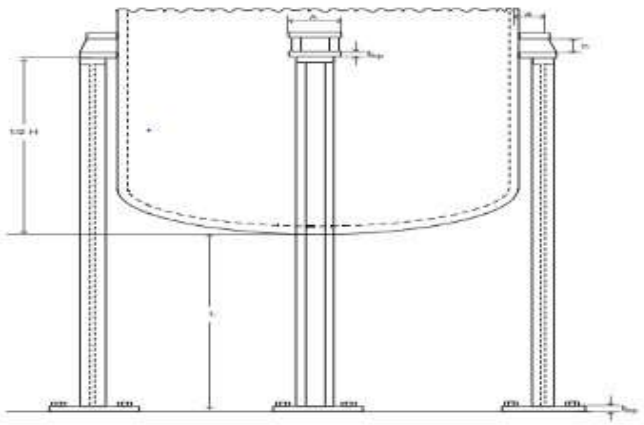
Total berat separator = berat *shell* + berat *head* + berat material dalam separator + berat total aksesoris

= (497,0931+2.471,1472+1275,4493+143,464) kg

= 4.387,15 kg

### D.3.6 Desain Sistem Penyangga

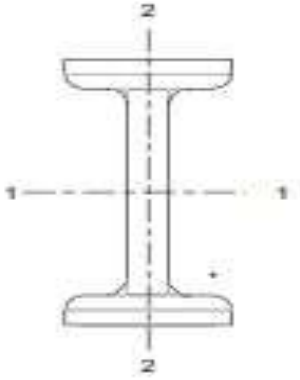
Separator disangga dengan 4 kaki penyangga dilas ditengah- tengah ketinggian (50% dari tinggi total separator). Adapun gambar Sketsa Desain Penyangga dapat dillihat pada gambar D.5 berikut.



**Gambar D.5** Sketsa Desain Penyangga

1. *Leg Planning*

Digunakan kaki (*leg*) tipe I-*Beam* dengan pondasi dari cor atau beton. Adapun gambar Kaki Penyangga Tipe I-Beam dapat dillihat pada gambar D.6 berikut.




**Gambar D.6** Kaki Penyangga Tipe I-*Beam*

2. Menghitung Ketinggian Kaki (H*leg*)

Karena kaki dilas pada pertengahan ketinggian kolom, maka ketinggian kaki adalah:

H*leg* = ½ Hv + L .....(D.181)

Keterangan:

Hv = Tinggi total tangki separator (m)

L = Jarak antara bottom separator ke pondasi (digunakan 3 ft = 0,9144 m)

$H_{leg}$ = (1/2 x 3,214 m) + 0,9144 m

= 2,52 m

3. Pemilihan Ukuran *Beam*

Digunakan I-*Beam* 10 in (App. G, item 2, Brownell and Young)

Dimensi I-*Beam*:

Kedalam *beam* = 10 in

Lebar *flange* (B) = 4,944 in

*Web thickness* = 0,5940 in

Ketebalan rata-rata *flange* = 0,4910 in

*Area of section* (A) = 10,22 $in^2$

Berat/ ft = 35 lb

Petelakkan dengan beban eksentrik (axis 1-1)

l = 145,8 $in^4$

S = 29,2 $in^3$

r = 3,78 in

peletakkan tanpa beban eksentrik (axis 2-2)

l = 8,5 $in^4$

S = 3,3 $in^3$

r = 0,91 in

4. Cek terhadap peletakkan sumbu axis 1-1 maupun 2-2

Axis 1-1

l/r = 145,8 $in^4$ / 3,78 in

= 38,5714285 (l/r < 120, memenuhi) (Brownell and Young, 1959)

a. *Stress* Kompresif yang Diizinkan ($f_c$)

$f_c = \frac{P}{a}$ .....(D.182)

$= \frac{19,1 \text{ psia}}{1+(\frac{l^2}{141,08} x\ r^2)}$

$= \frac{19,1 \text{ psia}}{1+(\frac{145,8^2}{141,08} x\ 3,78^2)}$

= 0,033475736 psia

$f_c$ < 15.000 psia, sehingga memenuhi (Brownell and Young, hal 201)

b. Beban Kompresi Total Maksimum Tiap *Leg* (P)

Berat untuk perancangan = 1,2 x berat total kolom .....(D.183)

= 1,2 x 4.387,15 Kg

= 5.264,58 Kg

= 11.606,3984 lb

Umumnya *vessel* dengan penyangga *leg* atau *lug supported* memiliki ketinggian yang lebih rendah dibandingkan *skirt supported*, sehingga *wind load* sangat minor pengaruhnya. *Wind load* cenderung mempengaruhi *vessel* jika *vessel* dalam keadaan kosong. Berat *vessel* dalam keadaan terisi oleh cairan cenderung stabil (Hal. 197, Brownell & Young, 1956). Jadi nilai Pw = 0, Kemudian persamaan diatas menjadi:

$$P = \frac{\Sigma W}{\eta} \quad \text{..... (D.184)}$$

$$= \frac{11.606,3984}{4}$$

= 2.901,5996 lb

5. *Lug Planning*

a. Menentukan Ukuran Baut

Masing-masing penyangga memiliki 4 baut (*bolt*)

Beban maksimum tiap baut:

$$P_{bolt} = P/\eta_b \quad \text{..... (D.185)}$$

= 2.901,5996/4

= 725,3999 lb

Luas lubang baut adalah:

$$A_{bolt} = P_{bolt}/f_{bolt} \quad \text{..... (D.186)}$$

Keterangan:

$f_{bolt}$ = *stress* maksimum yang dapat ditahan oleh setiap baut

= 12.000 psi

$A_{bolt}$ = 725,3999 /12.000

= 0,06045 $in^2$

Digunakan baut standar dengan diameter ½ $in^2$ (Brownell and Young, tabel 10.4)

b. *Base Plat Planning*

*Base plat planning* direncanakan berbentuk persegi empat panjang dengan bahan baku konstruksi *carbon steel* yang ditempatkan diatas beton. Menghitung *base plat area* ($A_{bp}$):

$A_{bp} = P_b/f$ ..... (D.187)

(pers. 10.35, Brownell and Young)

$P_b$ = berat 1 leg + P ..... (D.188)

Digunakan I-*Bea*m dengan ukuran 10 in dan 35 lb

Panjang kaki (Hleg) = 2,52 m

= 7,56 ft

Jadi berat 1 *leg* = 7,56 x 35 lb

= 264,6 lb

$P_b$ (*base plat loading*) = 264,6 lb + 2.901,5996 lb

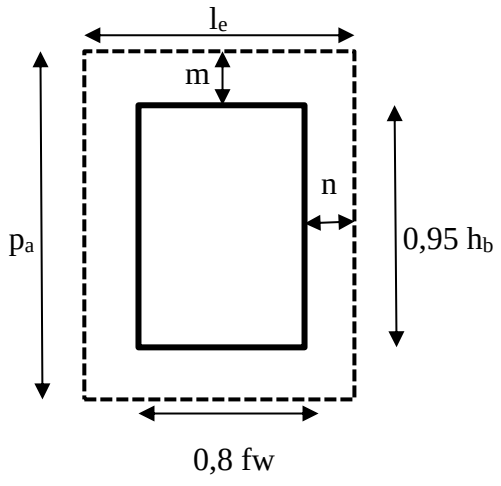
= 3.166,1996 lb

= 1.437,4546 kg

$A_{bp} = \frac{Pb}{f}$

$= \frac{1.437{,}4546 \text{ lb}}{12.000 \text{ psi}}$

$= 0{,}119788 \text{ in}^2$




**Gambar D.3** Sketsa Area *Base Plate*

Dimana:

$P_b$ = *base plate loading*

F = kapasitas *bearing* (untuk cor, f = 120 psi)

Untuk posisi lug 1-1

$A_{bp}$ = lebar ($l_e$) x panjang ($P_a$)

= (0,8 fw + 2n)(0,95 hb + 2 n)

Dimana:

Fw = lebar *flange* = 4,944 in

Hb = kedalaman *beam* = 10 in

M = n (diasumsikan awal)

$A_{bp}$ = (0,8 fw + 2n)(0,95 hb + 2 m)

0,119788 $in^2$ = ((0,8 x 4,944 in) + 2n) ((0,95 x 10 in) + 2m)

(3,9552 + 2n)(9,5 + 2n) = 0,119788 $in^2$

$4n^2$ + 19n + 7,9104 n + 37,5744 = 0,119788 $in^2$

$4n^2$ + 26,9104 n + 37,5744 = 0,119788 $in^2$

$4n^2$ + 64,4848 = 0,119788 $in^2$

68,4848 $n^3$ = 0,119788 $in^2$

$n^3$ = $\frac{0,119788\ in^2}{68,4848}$

n = $\sqrt[3]{0,0017491}$

Didapat nilai n = 0,120486 in

Maka:

$l_e$ = 0,8 $f_w$ + 2n

= 0,8 (4,944 in) + 2 (0,120486 in)

= 4,196172 in

$P_a$ = 0,95 $h_b$ + 2 m

= 0,95(10 in) + 2(0,120486 in)

= 9,740972 in

Umumnya dibuat $P_a = l_e$ maka dibuat $P_a = l_e$ = 4,196172 in

$A_{bp.baru} = l_e$ x $P_a$

= 4,196172 in x 9,740972 in

$= 40{,}874794\ in^2$

$n_{baru} = \frac{le - 0{,}8\ fw}{2}$

$= \frac{4{,}196172\ in - 0{,}8\ (4{,}944\ in)}{2}$

$= 0{,}120486\ in$

Tekanan aktual, $P_a$ :

$P_a = \frac{Pb}{Abp\ baru}$

$P_a = \frac{1.437{,}4546\ lb}{40{,}874794\ in2}$

$= 35{,}167262\ psi$

Tebal *base plate*

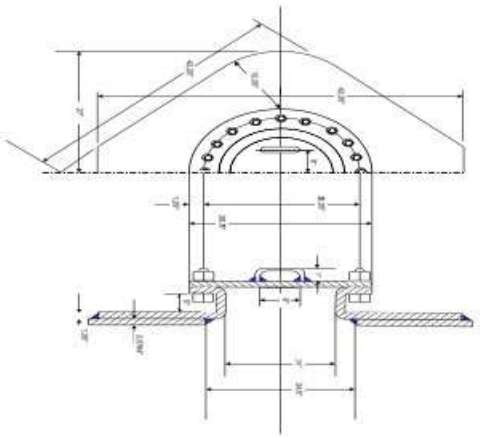
$T_{bp} = (0{,}00015 \times Pa \times n^2)^{1/2}$

$= ((0{,}00015 \times 35{,}167262\ psi \times (0{,}120486\ in)^2)^{1/2}$

$= 0{,}0087508\ in$ (digunakan plat standar ½ in)

### D.3.6 Desain *Manhole Access* (*Shell Manhole*)

*Manhole* merupakan lubang pemeriksaan yang diperlukan pada saat pembersihan atau pemeriksaan pada bagian dalam kolom. Setiap *pressure vessel* yang dalam operasinya melibatkan liquid ataupun *vessel* yang di dalamnya terdapat alat lain seperti *impeler*, *packing*, *plate* dan lainnya sebaiknya dilengkapi dengan *manhole* yang tujuannya untuk pemeriksaan dan perbaikan. Untuk *vessel* dengan diameter antara 48 in sampai 96 in, digunakan *manhole* dengan diameter dalam minimal 15 in. (Megyesy, 1983). *Manhole* dipasang dengan tujuan sebagai tempat untuk perbaikan *plate*. Dapat dilihat pada Gambar D.23



**Gambar D.23** Detail desain *manhole* Separator

Direncanakan *manhole* dipasang pada bagian samping sisi kolom sebanyak 2 buah dengan ukuran standar 20 in berdasarkan rekomendasi API standar 12 C. Maka Konstruksi *manhole* berdasarkan rekomendasi API Standard 12 C (Brownell and Young, *appendix* F item 3 dan 4 ) dengan spesifikasi:

Diameter *manhole* (ID) = 20 in

Ketebalan *cover plate* = 5/8 in

*Bolting-flange thickness after finishing* = ½ in

Dimensi *manhole* 20 in berdasarkan rekomendasi API standar 12 C:

Ketebalan *shell manhole* = 0,3125 in

Ukuran *Fillet Weld* A = 0,1875 in

Ukuran *Fillet Weld* B = 0,3125 in

*Afrox radius* (R) = 5/8 in

*Lenght of side* (L) = 45 in

*Width of renforcing plate* (W) = 54 in

*Max diamter of hole in shell* = 24,5 in

*Inside diameter of manhole* = 20 in

*Diameter bolt circle* (DB) = 26,25 in

*Diameter of cover plate* (DC) = 28,75 in

# LAMPIRAN E
# PERHITUNGAN SPESIFIKASI UTILITAS

Unit utilitas merupakan sarana yang sangat penting bagi kelangsungan proses produksi. Unit utilitas yang diperlukan pada prarancangan pabrik formaldehid ini meliputi:

## E.1 Pompa Air Sungai (P-301)

Fungsi : Memompa air dari sungai ke bak penampungan air

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir bahan masuk (F) = 3.880.000kg/jam = 2.376,101222 lb/s

Densitas ($\rho$) = 995,7200 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Viskositas, $\mu$ = 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s

Laju alir volumetrik (Q) $= \frac{F}{\rho}$ ……...……..…….. (E.1)

$= \frac{2.376,101222 \text{ lb/s}}{62,1608 \text{ lb/ft}^3}$

$= 37,835 \text{ ft}^3/\text{s}$

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3,9 \, (Q)^{0,45} \, (\rho)^{0,13}$ ……...……. (E.2)

$D_{opt} = 3,9 \, (37,835 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \, (62,1608 \text{ lb/ft}^3\text{s})^{0,13}$

$= 32,8$ in

Dari *Appendix* A.5.1, Geankoplis (1978) dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS Nominal = 24 in sch 20

Diameter dalam, ID = 23,25 in = 1,9374 ft = 0,590 m

Diameter luar, OD = 24 in = 1,9999 ft = 0,6095 m

Luas penampang, A = 2,9513 $ft^2$

Kecepatan laju alir

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{……..……} \quad \text{(E.3)}$$

$$= \frac{37{,}835 \ \text{ft}^3/\text{s}}{2{,}9513 \ \text{ft}^2}$$

$$= 12{,}819 \ \text{ft/s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{……...……..} \quad \text{(E.4)}$$

$$= \frac{62{,}1608 \ \text{lbm/ft}^3 \times 23{,}25 \ \text{ft} \times 12{,}819 \ \text{ft/s}}{0{,}0005 \ \text{lbm/ft.s}}$$

$$= 2.888.669{,}09 > 4000 \text{ (Aliran Turbulen)}$$

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 4{,}57 \times 10^{-5}$ m $= 0{,}0000457$ m

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}0000457 \text{ m}}{23{,}25 \text{ m}} = 0{,}000074\text{m}$$

maka harga f = 0,006

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2 \ gc} \quad \text{……} \quad \text{(E.5)}$$

$$= 0{,}55 \ (1 - 0) \frac{(37{,}835 \ \text{ft/s})^2}{2 \times 32{,}174 \ \text{lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$$= 1{,}4047 \ \text{lbf.ft/lbm}$$

– 2 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = \Sigma Kf \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{……..……..….} \quad \text{(E.6)}$$

$$= 2 \ (0{,}75) \frac{(37{,}835 \ \text{ft/s})^2}{2 \ (32{,}174 \ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 3{,}831 \ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Friksi pada *valve*

*Check valve* $hf = \Sigma Kf \left(\frac{V2}{2 \ gc}\right)$ ……..……. (E.7)

$$= (1 \text{ x } 2)\ \frac{(37{,}835 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 5{,}1081 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Pipa lurus 23,27 ft

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{ID}\ \frac{V^2}{2gc} \quad \text{……..……...……} \quad \text{(E.8)}$$

$$= 4(0{,}006)\ \frac{23{,}27 \text{ ft } (37{,}835 \text{ ft/s})^2}{0{,}3354 \text{ ft} \times 2 \times (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 3{,}0648 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)\ \frac{V^2}{2 \text{ x a x gc}} \quad \text{……..……} \quad \text{(E.9)}$$

$$= \left(1–0\right)\ \frac{37{,}835 \text{ ft/s})^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174}$$

$$= 2{,}5540 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F = h_c + h_f\ elbow + h_f\ valve + f_f + h_{ex}$

$= 1{,}4047 + 3{,}8310 + 5{,}1081 + 3{,}0648 + 2{,}5540$

$= 15{,}9628 \text{ lbf.ft/lbm}$

Dari persamaan Bernoulli

$$\left(\Delta Z \frac{g}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta V^2}{2\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{……..……..……} \quad \text{(E.10)}$$

Dimana :

$P_1 = 1 \text{ atm} \quad = 2.116{,}22 \text{ lbf/ft}^2$

$P_2 = 5 \text{ atm} \quad = 4232{,}441 \text{ lbf/ft}^2$

$\Delta P = 2.116{,}22$

$\Delta Z = 49{,}2126 \text{ ft}$

$dV = 12{,}8198$

Maka :

$$-Ws = \left(49{,}2126 \text{ ft} \times \frac{32{,}174 \text{ ft/s}^2}{32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}\right) + 2.116{,}22 \text{ lbf/ft}^2 + 15{,}9628 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Ws = -37,8883 lbf.ft/lbm

Untuk nilai efisiensi pompa (η) diasumsikan, maka η = 80%

$W_p = -\eta \times W_s$ ……. (E.11)

= -0,80 × (-37,8883) lbf.ft/lbm

= 47,3603 ft/lbm

Daya pompa = $m \times W_p$ ……..…… (E.12)

= 2.376,101222 lb/s × 47,3603 lbf.ft/lbm

= 112.532,86 lbf.ft/s x $\frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

= 204,6056 hp

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 204,6056 hp x 0,7457 kW = 152,6357 kW

## E.2 Bak Penampungan Air (B-301)

Fungsi : Untuk mengendapkan lumpur yang terikut dengan air tanpa bahan kimia

Jumlah : 4 unit

Jenis : Bak dengan permukaan persegi

Bahan konstruksi : beton kedap air

Data:

Laju massa air (F) = 3.880.000 kg/jam = 2.376,101222 lb/s

Densitas, $\rho$ = 995,7200 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Laju alir volumetrik (Q) = $\frac{F}{\rho}$ ……..……. (E.13)

$= \frac{3.880.000 \text{ kg/jam}}{995,7200 \text{ kg/m}^3}$

= 3.856,9429 $m^3$/jam

Volume air = $\frac{\text{laju volumetrik} \times \text{waktu tinggal}}{\text{jumlah bak}}$ ……...…….……. (E.14)

$= \frac{3.856,9429 \text{ m}^3\text{/jam} \times 24 \text{ jam}}{4}$

= 23.141,6575 $m^3$

Bak terisi 90% maka volume bak adalah

Volume bak penampung = 106,3161 $m^3$ x 1,1

= 25.455,8233 $m^3$

Asumsi :

Tinggi (H) = Lebar bak (L)

Panjang (P) = 2 × Lebar (L)

Volume bak = P × L × H

25.455,8233 $m^3$ = 2L × L× L

25.455,8233 $m^3$ = $2L^3$

L = 23,348 m

P = 2 x 23,348 = 46,696

Jadi,

Panjang bak = 46,696 m

Lebar bak = 23,348 m

Tinggi bak = 23,348 m

## E.3 Pompa Bak Penampungan Air (P-302)

Fungsi : Memompa air dari bak penampungan air ke *clarifier*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir bahan masuk (F) = 3.880.000kg/jam = 2.376,101222 lb/s

Densitas (ρ) = 995,7200 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Viskositas, μ = 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s

Laju alir volumetrik (Q) = $\frac{F}{\rho}$ ……..…….…….. (E.15)

= $\frac{2.376,101222 \text{ lb/s}}{62,1608 \text{ lb/ft}^3}$

= 37,835 $ft^3/s$

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3,9\ (Q)^{0,45}\ (\rho)^{0,13}$ ……...……. (E.16)

$D_{opt} = 3,9\ (37,835\ ft^3/s)^{0,45}\ (62,1608\ lb/ft^3s)^{0,13}$

= 32,8 in

Dari *Appendix* A.5.1, Geankoplis (1978) dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS Nominal = 24 in sch 20

Diameter dalam, ID = 23,25 in = 1,9374 ft = 0,590 m

Diameter luar, OD = 24 in = 1,9999 ft = 0,6095 m

Luas penampang, A = 2,9513 $ft^2$

Kecepatan laju alir

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{..... (E.17)}$$

$$= \frac{37,835\ ft^3/s}{2,9513\ ft^2}$$

$$= 12,819\ ft/s$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{.....(E.18)}$$

$$= \frac{62,1608\ lbm/ft^3 \times 23,25\ ft \times 12,819\ ft/s}{0,0005\ lbm/ft.s}$$

= 2.888.669,09 > 4000 (Aliran Turbulen)

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 4,57\times10^{-5}$ m = 0,0000457 m

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0,0000457\ m}{23,25\ m} = 0,000074m$$

maka harga f = 0,006

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0,55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)\frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{..... (E.19)}$$

$$= 0,55\ (1-0)\ \frac{(37,835\ ft/s)^2}{2 \times 32,174\ lbf.ft/lbm.s^2}$$

= 1,4047 lbf.ft/lbm

– 2 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = \Sigma Kf \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{……..……... (E.20)}$$

$$= 2\ (0{,}75)\ \frac{(37{,}835\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 3{,}831\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Friksi pada *valve*

$$\textit{Check valve}\ \ hf = \Sigma Kf\ (\frac{V2}{2\ gc}) \text{ …….…… (E.21)}$$

$$= (1 \text{ x } 2)\ \frac{(37{,}835\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 5{,}1081\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Pipa lurus 23,27 ft

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{ID}\ \frac{V^2}{2gc} \text{ ……..……...…. (E.22)}$$

$$= 4(0{,}006)\ \frac{23{,}27\ \text{ft}\ (37{,}835\ \text{ft/s})^2}{0{,}3354\ \text{ft} \times 2 \times (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 3{,}0648\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)\ \frac{V^2}{2 \text{ x a x } gc} \text{ ……..……. (E.23)}$$

$$= \left(1–0\right)\ \frac{37{,}835\ \text{ft/s})^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174}$$

$$= 2{,}5540\ \text{lbf.ft/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F = h_c + h_f\ \textit{elbow} + h_f\ \textit{valve} + f_f + h_{ex}$

$= 1{,}4047 + 3{,}8310 + 5{,}1081 + 3{,}0648 + 2{,}5540$

$= 15{,}9628\ \text{lbf.ft/lbm}$

Dari persamaan Bernouli

$$(\Delta Z \frac{g}{gc}) + (\frac{\Delta V^2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + Ws = 0 \text{ ……...……..……. (E.24)}$$

Dimana :

$P_1 = 1$ atm $= 2.116{,}22\ \text{lbf/ft}^2$

$P_2 = 5$ atm $= 4232{,}441\ \text{lbf/ft}^2$

$\Delta P = 2.116,22$

$\Delta Z = 49,2126$ ft

$dV = 12,8198$

Maka :

$$-Ws = \left(49,2126 \text{ ft} \times \frac{32,174 \text{ ft/s}^2}{32,174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}\right) + 2.116,22 \text{ lbf/ft}^2 + 15,9628 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$Ws = -37,8883$ lbf.ft/lbm

Untuk nilai efisiensi pompa ($\eta$) diasumsikan, maka $\eta = 80\%$

$W_p = -\eta \times W_s$ …….……. (E.25)

$= -0,80 \times (-37,8883)$ lbf.ft/lbm

$= 47,3603$ ft/lbm

Daya pompa $= m \times W_p$ ……..……. (E.26)

$= 2.376,101222$ lb/s $\times$ 47,3603 lbf.ft/lbm

$= 112.532,86$ lbf.ft/s x $\frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

$= 204,6056$ hp

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 204,6056 hp x 0,7457 kW = 152,6357 kW

## E.4 Tangki Pelarutan Alum [$Al_2(SO_4)_3$] (TB-301)

Fungsi : Membuat larutan alum [$Al_2(SO_4)_3$]

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : *Carbon steel* SA-283 *Grade* C

Jumlah : 1 Unit

### 1. Ukuran Tangki

$Al_2(SO_4)_3$ yang digunakan = 50 ppm

$Al_2(SO_4)_3$ yang digunakan berupa larutan 30% (%berat)

Laju massa $Al_2(SO_4)_3$ = 194 kg/jam = 0,118805061 lb/s

Densitas $Al_2(SO_4)_3$ = 1.363 kg/$m^3$ = 85,0512 lb/$ft^3$

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Faktor kelonggaran = 20%

Perhitungan:

Volume larutan, $V_1 = \dfrac{85{,}0512\ \frac{lb}{ft3} \times 24\ jam/hari \times 30\ hari}{20\% \times 85{,}0512\ \frac{lb}{ft3}}$

$= 1.809{,}533\ ft^3$

Volume tangki, Vt $= 1{,}2 \times 1.809{,}533\ ft^3 = 2.171{,}4396\ m^3$

## 2. Diameter dan Tebal Tangki

Diameter dan tebal tangki dari persamaan Brownells & Young, 1959.

$$Vs = \frac{\pi \times Di^2 \times Hs}{4} \quad \text{……..……..…… ……..……} \quad \text{(E.27)}$$

Dimana :

Vs = Volume silinder ($ft^3$)

Dt = Diameter silinder (ft)

Hs = Tinggi tangki silinder (ft)

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, Hs : Dt = 2:1

Maka :

$$Vs = \frac{\pi \times Dt^2 \times \frac{2}{1} Dt}{4} \quad \text{……..……..…….……} \quad \text{(E.28)}$$

$$Vs = \frac{2(\pi \times Dt^2 \times Dt)}{4}$$

$$Vs = \frac{(\pi \times Dt^3)}{4}$$

$$2.171{,}4396\ m^3 = \frac{(3{,}14)\ Dt^3}{4}$$

Dt $= 22{,}0883\ ft = 265{,}0599\ in$

Hs $= 33{,}1324\ ft = 397{,}5899\ in$

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume larutan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \quad \text{……..….} \quad \text{(E.29)}$$

$$= \frac{1.809{,}533\ ft^3 \times 33{,}1324\ ft}{2.171{,}4396\ ft^3}$$

$= 27{,}6104\ ft = 8{,}27\ m$

Tekanan hidrostatik

$P_{hidrostatis} = \rho \times g \times h$ …….…….……..……. (E.30)

$= 1.363\ kg/m^3 \times 9{,}8\ m/s^2 \times 10{,}098\ m$

$= 134{,}883\ Pa$

$= 0{,}134\ kPa = 0{,}0194\ psi$

Tekanan udara luar = 1 atm = 15,43 psi (5% faktor keamanan)

*Joint efficiency* dari Brownell,1959 = 0,8

*Allowable stress* (S) = 12.650 psia

Faktor korosi = 0,125 in = 0,0032 m

Tebal *shell* tangki:

$$t_s = \frac{P_{desain}.Dt}{2SE - 1{,}2P_{desain}} + n \quad \text{…….…….……....……. (E.31)}$$

$$= \frac{(15{,}4494\ Psi)\ (265{,}0599\ in)}{2(12.650\ psi)(0{,}8) - 1{,}2(15{,}4494\ psi)} + 0{,}0032\ m$$

$= 0{,}2022\ in$

Faktor korosi =1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,2022 in + 1/8 in

= 0,33 in

Maka tebal tangki standart yang digunakan dari Brownell & Young, 1959 adalah 5/16 in

**3. Daya Pengaduk**

Jenis pengaduk : *flat* 6 *blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Untuk turbin standar (Mc Cabe, 1999), diperoleh:

Da/Dt = 1/3 ; Da = 1/3 x 0,9621m = 0,3207 m = 1,0521 ft

E/Da = 1 ; E = 1 x 0,3207 m = 0,3207 m

L/Da = 1/4 ; L = 1/4 x 0,3207 m = 0,0802 m

W/Da = 1/5 ; W = 1/5 x 0,3207 m = 0,0641 m

J/Dt = 1/12 ; J = 1/12 x 0,9621 m = 0,0802 m

dengan :

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *baffle*

Kecepatan pengadukan, N = 1,5 rps

Viskositas $Al_2(SO_4)_3$ = 0,000672 lb/ft s (Othmer, 1967)

Bilangan Reynold,

$$Nre = \frac{\rho N (D_a)^2}{\mu} \quad \text{……..……..……...……..……} \quad \text{(E.32)}$$

$$= \frac{(85{,}0512 \text{ lb/ft}^3)(1{,}5)(7{,}3628 \text{ ft})^2}{0{,}000672 \text{ lb/ft s}}$$

$$= 10.296.238{,}62$$

$N_{Re}$ > 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan pada Mc Cabe,1999 menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T . n^3 . D_a^5 \rho}{g_c} \quad \text{…… ……..……..……} \quad \text{(E.33)}$$

$Np = K_T = 6{,}3$

$$P = \frac{6{,}3\ (1{,}5)^3\ (7{,}3628 \text{ ft})^5\ (85{,}0512 \text{ lb/ft}^3)}{32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2 \ .550} \quad \text{…....……..……} \quad \text{(E.34)}$$

= 11,6432 hp

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{11{,}6432 \text{ hp}}{0{,}8}$$

$$= 14{,}5540 \text{ hp}$$

## E.5 Pompa Alum [$Al_2(SO_4)_3$] (P-303)

Fungsi : Memompa alum dari tangki pelarutan alum ke *clarifier*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir bahan masuk (F) = 194 kg/jam = 0,1188 lb/s

Densitas, $\rho$ = 1.363 kg/$m^3$ = 85,0512 lb/$ft^3$

Viskositas, $\mu$ = 0,000672 lb/$ft^3$ s

Laju alir volumetrik (Q) = $\frac{F}{\rho}$ …..……..…….…… (E.35)

$$= \frac{0{,}1188 \text{ lb/s}}{85{,}0512 \text{ lbf/ft}^3}$$

$$= 0{,}00007750 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3{,}9\ (Q)^{0,45}\ (\rho)^{0,13}$ …..……..…….…… (E.36)

$D_{opt} = 3{,}9\ (0{,}00007750 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45}\ (85{,}0512 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$

= 0,14 in

Dari Appendiks A.5.1, Geankoplis (1978), dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS Nominal = 1/8 in sch 40

Diameter Luar, OD = 0,405 in = 0,0337 ft

Diameter dalam, ID = 0,269 in = 0,0224 ft

Luas penampang, A = 0,00040 $ft^2$

Kecepatan laju alir

$V = \frac{Q}{A}$ …..……..…….…… (E.37)

$$= \frac{0{,}00007750 \text{ ft}^3/\text{s}}{0{,}00040 \text{ ft}^2}$$

= 0,1937 ft/s

Bilangan Reynold,

$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$ …..……..…….…… (E.38)

$$= \frac{85{,}0512 \text{ lbm/ft}^3 \times 0{,}0224 \text{ ft} \times 0{,}1937 \text{ ft/s}}{0{,}000672 \text{ lbm/ft.s}}$$

= 9.907,75> 4000 (aliran Turbulen)

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 1{,}51 \times 10^{-5}$ m = 0,0000151 m

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}0000457\ m}{0{,}00683\ m} = 0{,}00221m$$

maka harga f = 0,00355

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan fraksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)\frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{(E.39)}$$

$$= 0{,}55\ (1-0)\ \frac{(0{,}1937\ ft/s)^2}{2 \times 32{,}174\ lbf.ft/lbm.s^2}$$

$$= 0{,}000320\ lbf.ft/lbm$$

– 3 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = \Sigma Kf\frac{v^2}{2 \times gc} \quad \text{(E.40)}$$

$$= 3\ (2{,}5)\ \frac{(0{,}1937\ ft/s)^2}{2\ (32{,}174\ lbf.ft/lbm.s^2)}$$

$$= 0{,}00437\ lbf.ft/lbm$$

– Friksi pada *check valve*

$$hf = \Sigma Kf\ (\frac{V^2}{2\ gc}) \quad \text{(E.41)}$$

$$= (1 \times 9)\ \frac{(0{,}1937\ ft/s)^2}{2\ (32{,}174\ lbf.ft/lbm.s^2)}$$

$$= 0{,}00525 lbf.ft/lbm$$

– Pipa lurus 32,81 ft

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{ID}\ \frac{V^2}{2gc} \quad \text{(E.42)}$$

$$= 4\ (0{,}0355)\ \frac{32{,}81\ ft\ (0{,}1937\ ft/s)^2}{0{,}0224\ ft \times 2 \times 32{,}174\ lbf.ft/lbm.s^2}$$

$$= 0{,}000271 lbf.ft/lbm$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)\ \frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{(E.43)}$$

$$= (1-0)\frac{(0{,}1937\ \text{ft/s})^2}{2\,(32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$= 0{,}000583$ lbf.ft/lbm

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F = h_c + h_f\,elbow + h_f\,valve + f_f + h_{ex}$

$= 0{,}000320 + 0{,}00437 + 0{,}00525 + 0{,}000271 + 0{,}000583$

$= 0{,}0108$ lbf.ft/lbm

Dari persamaan Bernoulli

$$(\Delta Z\frac{g}{gc}) + (\frac{\Delta V^2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{.....} \quad \text{(E.44)}$$

Dimana :

$P_1 = 1$ atm $= 2116{,}2236$ lbf/ft$^2$

$P_2 = 1{,}5$ atm $= 3.174{,}330603$ lbf/ft$^2$

$\Delta P = 1.058{,}110201$ lbf/ft$^2$

$\Delta Z = 13{,}1233$ ft

$dV = 0{,}1937$ ft/s

Maka :

$$-Ws = \left(13{,}1233\ \text{ft} \times \frac{32{,}174\ \text{ft/s}^2}{32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2}\right) + 0{,}09685\ \text{ft/s} + 1.058{,}110201$$

lbf/ft$^2$ + 0,0108 lbf.ft/lbm

$Ws = -12{,}5407$ lbf.ft/lbm

Untuk nilai $\eta$ diasumsikan, maka $\eta = 80\%$

$W_p = -\eta \times W_s$ ..... (E.45)

$= -0{,}80 \times (-12{,}5407)$ lbf.ft/lbm

$= 15{,}675$ lbf.ft/lbm

Daya pompa $= m \times W_p$

$$= 0{,}1188\ \text{lb/s} \times 15{,}675\ \text{lbf.ft/lbm} \times \frac{1\ \text{hp}}{550\ \text{lbf.ft/s}}$$

$= 0{,}00372$

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 0,00372 hp x 0,7457 = 0,002778 kW

## E.6 Tangki Pelarutan Soda Abu [$Na_2CO_3$] (TB-302)

Fungsi : Membuat larutan soda abu ($Na_2CO_3$)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : *Carbon steel* SA-283 *Grade* C

Jumlah : 1 Unit

### 1. Ukuran Tangki

$Na_2CO_3$ yang digunakan = 27 ppm

$Na_2CO_3$ yang digunakan berupa larutan 30% (%berat)

Laju massa $Na_2CO_3$ = 105 kg/jam = 0,064301708 lb/s

Densitas $Na_2CO_3$ = 1.327 kg/$m^3$ = 105,9888 lb/$ft^3$

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Perhitungan:

$$\text{Kapasitas penampungan} = \frac{0{,}06430178 \ \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 24 \text{ jam/hari} \times 30 \text{ hari x } 3600}{20\% \times 105{,}9888 \text{ kg/m}^3} \quad \text{.....} \quad \text{(E.46)}$$

= 1.572,52 $ft^3$

Faktor kelonggaran = 20%

Volume tangki, Vt = 1,2 x 1.572,52 $m^3$

= 1.887,02 $ft^3$ = 53,40 $m^3$

### 2. Diameter dan Tebal Tangki

$$Vs = \frac{\pi \text{ x } Dt^2 \text{ x } Hs}{4} \quad \text{.....} \quad \text{(E.47)}$$

Dimana :

Vs = Volume silinder ($ft^3$)

Dt = Diameter silinder (ft)

Hs = Tinggi tangki silinder (ft)

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, Hs : Dt = 2:1

Maka :

$$Vs = \frac{\pi \text{ x } Dt^2 \text{ x } \frac{2}{1} Dt}{4}$$

$$Vs = \frac{2(\pi \text{ x } Dt^2 \text{ x } Dt)}{4}$$

$$Vs = \frac{(\pi \times Dt^3)}{2}$$

$$1.887{,}02\ ft^3 = \frac{(3{,}14)\ Dt^3}{2}$$

Dt = 11,005 ft = 132,066 in

Hs = 16,508 ft = 198,099 in

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume larutan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \quad \text{(E.48)}$$

$$= \frac{1.572{,}52\ ft^3 \times 16{,}508\ ft}{1.887{,}02\ ft^3}$$

= 13,756 ft = 3,5 m

Tekanan hidrostatik

$$P_{hidrostatis} = \rho \times g \times h \quad \text{(E.49)}$$

$= 1.327\ kg/m^3 \times 9{,}8\ m/s^2 \times 5{,}03\ m$

= 65,41 Pa/1.000

= 0,06541 kPa = 0,0094 Psi

Tekanan udara luar = 1 atm = 14,69 Psi

Faktor keamanan = 5 %

Maka, $P_{design}$ = (100% + 5%) (0,0094 + 14,69 kPa)

= 15,4306 Psi

*Joint efficiency* dari Brownell & Young, 1959 = 0,8

*Allowable stress* (S) = 12650 psia = 87218,7140 kPa

Faktor korosi = 0,125 in = 0,0032 m

Tebal *shell* tangki:

$$t_s = \frac{P_{desain}.Dt}{2SE - 1{,}2P_{desain}} + n \quad \text{(E.50)}$$

$$= \frac{(15{,}4306\ Psi)\ (132{,}066\ in)}{2(12.650\ Psi)(0{,}8) - 1{,}2\ (15{,}4306\ Psi)} + 0{,}0032\ m$$

= 0,10077 in

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,10077 in + 1/8 in

= 0,23 in

Berdasarkan Tabel 5.8 Brownell & Young diambil tebal *shell* 0,25 in atau ¼ in.

**3. Daya Pengaduk**

Jenis pengaduk : *flat* 6 *blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Untuk turbin standar (Mc Cabe, 1999), diperoleh:

Da/Dt = 1/3 ; Da = 1/3 x 0,7905 m = 0,2635 m = 0,8645 ft

E/Dt = 1 ; E = 1 x 0,2635 m = 0,2635 m

L/Da = 1/4 ; L = 1/4 x 0,2635 m = 0,0659 m

W/Da = 1/5 ; W = 1/5 x 0,2635 m = 0,0527 m

J/Dt = 1/12 ; J = 1/12 x 0,7905 m = 0,0659 m

dengan :

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *baffle*

Kecepatan pengadukan, N = 1,25 rps

Viskositas Soda Abu = 0,000369 lb/ft s

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho N (D_a)^2}{\mu} \quad \text{.....} \quad \text{(E.51)}$$

$$= \frac{(105{,}9888 \text{ lb/ft}^3)(1{,}25 \text{ rps})(3{,}6685 \text{ ft})^2}{0{,}000369 \text{ lb/ft s}}$$

$$= 4.831.969{,}33$$

$N_{Re}$ > 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan dari Mc.Cabe, 1999 menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T . n^3 . D_a^5 \rho}{g_c} \quad \text{.....} \quad \text{(E.52)}$$

$Np = K_T = 6{,}3$

$$P = \frac{6{,}3\ (1{,}25 \text{rps})^3\ (3{,}6685 \text{ ft})^5\ (105{,}9888 \text{ lb/ft}^3)}{32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ lbf.ft/s}}$$

$$= 6{,}995 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

Daya motor penggerak $= \frac{6,995 \text{ hp}}{0,8} = 8,744$ hp

**E.7 Pompa Soda Abu [$Na_2CO_3$] (P-304)**

Fungsi : Memompa soda abu dari tangki pelarutan soda abu ke *clarifier*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir bahan masuk (F) = 105 kg/jam = 0,0643 lb/s

Densitas ($\rho$) = 1.327 kg/$m^3$ = 105,9888 lbm/$ft^3$

Viskositas ($\mu$) = 0,000369 lb/ft s

Laju alir volumetrik (Q) $= \frac{F}{\rho}$ …..……..…… (E.53)

$= \frac{0,0643 \text{ lb/s}}{105,9888 \text{ lbf/ft}^3}$

$= 0,0000336 \text{ ft}^3/\text{s}$

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3,9 \, (Q)^{0,45} \, (\rho)^{0,13}$ …..……. (E.54)

$D_{opt} = 3,9 \, (0,0000336 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \, (105,9888 \text{ lbm/ft}^3)^{0,13}$

$= 0,1011$ in

Dari Appendiks A.5.1, Geankoplis (1978), dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS Nominal = 1/8 in sch 40

Diameter Luar, OD = 0,405 in = 0,0337 ft

Diameter dalam, ID = 0,269 in = 0,0224 ft

Luas penampang, A = 0,00040 $ft^2$

Kecepatan laju alir

$V = \frac{Q}{A}$ …..……..…… (E.55)

$= \frac{0,0000336 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,00040 \text{ ft}^2}$

= 0,0841 ft/s

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{.....} \quad \text{(E.56)}$$

$$= \frac{105{,}9888 \text{ lbm/ft}^3 \times 0{,}0224 \text{ ft} \times 0{,}0841 \text{ ft/s}}{0{,}000369 \text{ lbm/ft.s}}$$

= 9.765,75 > 4000 (aliran Turbulen)

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 4{,}6\times10^{-5}$ m = 0,000046 m

$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}000046 \text{ m}}{0{,}00683 \text{ m}}$ = 0,0067 m

maka harga f = 0,00355

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan fraksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2\,gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.57)}$$

$$= 0{,}55\ (1 - 0)\ \frac{(0{,}0841 \text{ ft/s})^2}{2 \text{ x } 32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}$$

= 0,0000605 lbf.ft/lbm

– 3 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = \Sigma Kf \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.58)}$$

$$= 3\ (2{,}5)\ \frac{(0{,}0841 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

= 0,000826 lbf.ft/lbm

– Friksi pada *valve*

$$Hf = \Sigma Kf \left(\frac{V^2}{2\,gc}\right) \quad \text{.....} \quad \text{(E.59)}$$

$$= (1 \text{ x } 9)\ \frac{(0{,}0841 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

= 0,000991 lbf.ft/lbm

– Pipa lurus 6,5349 ft ..... (E.60)

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{V2}{2gc}$$

$$= 4(0{,}00355) \frac{6{,}5349 \text{ ft } (0{,}841 \text{ ft/s})^2}{0{,}0224 \text{ ft x } 2 \text{ x } 32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$$= 0{,}0000769 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{…..……..…….……} \quad \text{(E.61)}$$

$$= (1-0)^2 \frac{(0{,}0841 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}000110 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F = h_c + h_f\ elbow + h_f\ valve + f_f + h_{ex}$

$= 0{,}0000605 + 0{,}000826 + 0{,}000991 + 0{,}0000769 + 0{,}000110$

$= 0{,}002065$ lbf.ft/lbm

Dari persamaan Bernouli

$$\left(\Delta Z \frac{g}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta V2}{2\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{…..…….……} \quad \text{(E.62)}$$

Dimana :

$P_1 = 1$ atm $= 2116{,}2236$ lbf/ft$^2$

$P_2 = 1{,}5$ atm $= 3.174{,}331$ lbf/ft$^2$

$\Delta P = 1.058{,}11$ lbf/ft$^2$

$\Delta Z = 4$ m $= 13{,}123$ ft

$dV = 0{,}0841$

Maka :

$$-Ws = \left(13{,}123 \times \frac{32{,}174}{32{,}174}\right) + 0{,}04205 + 9{,}983 + 0{,}000110$$

$Ws = -12{,}6133$ lbf.ft/lbm

Untuk nilai $\eta$ diasumsikan, maka $\eta = 80\%$

$$W_p = W_s \times -\eta \quad \text{…..……..……..……} \quad \text{(E.63)}$$

$= -12{,}6133$ lbf.ft/lbm x $(-0{,}80)$

= 15,766 lbf.ft/lbm

Daya pompa = m × $W_p$ …..……..…….……..…. (E.64)

= 0,0643 lb/s × 15,766 lbf.ft/lbm

= 1,0137 lbf.ft/s x $\frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ lbf.ft/s}}$

= 0,00184 hp

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 0,00184 hp x 0,7457 kW = 0,00216 kW

## E.8 *Clarifier* (CF-301)

Fungsi : Memisahkan endapan (flok-flok) yang terbentuk karena penambahan bahan alumina dan soda abu

Bahan kontruksi : *Carbon Steel* SA-283 *Grade* C

Tipe : *Eksternal solid recirculation clarifer*

Jumlah : 1 Unit

Data :

Laju massa air (F) = 3.880.000 kg/jam

Laju massa $Al_2(SO_4)_3$ = 194 kg/jam

Laju massa $Na_2CO_3$ = 105 kg/jam

Laju massa total = 3.880.299 kg/jam

Densitas $Al_2(SO_4)_3$ = 1.363 kg/$m^3$

Densitas $Na_2CO_3$ = 1.327 kg/$m^3$

Densitas air = 995,7200 kg/$m^3$

Reaksi koagulasi:

$Al_2(SO_4)_3 + 3Na_2CO_3 + 3H_2O \rightarrow 2Al(OH)_3 + 3Na_2SO_4 + 3CO_2$ …….. . (E.65)

Perhitungan :

Dari Metcalf & Eddy, 1984 diperoleh untuk *clarifier* tipe *up flow* (radial) :

Kedalaman = 3 – 5 m

*Settling time* = 1 – 3 jam

Dipilih kedalaman air (H) = 5 m dan *settling time* = 3 jam

Diameter dan tinggi clarifier :

Densitas larutan ($\rho$) = $\frac{3.880.000 \text{ kg/jam}}{995{,}7200 \text{ kg/m}^3} + \frac{194 \text{ kg/jam}}{1363 \text{ kg/m}^3} + \frac{105 \text{ kg/jam}}{1.327 \text{ kg/m}^3}$…….... (E.67)

= 3.975,94 kg/$m^3$

= 63,2365 lb/$ft^3$

Kapasitas penampungan = $\frac{\text{laju massa total}}{\text{densitas larutan}}$ x *settling time* ……..……..…. (E.68)

= $\frac{3.880.299 \text{ kg/jam}}{3.975{,}94 \text{ kg/m}^3} \times 3$ jam

= 975,94 $m^3$ = 135.280,98 $ft^3$

Volume tangki; Vt = $\frac{1}{4}$ $\pi D^2 H$

Diameter *clarifier* = $\left(\frac{4 \times V_l}{\pi \times H}\right)^{1/2}$

= $\left(\frac{4 \times 975{,}94 \text{ m}^3}{3{,}14 \times 5 \text{ m}}\right)^{1/2}$

= 7,641 m = 25,070 ft = 300,84 in

Tinggi *clarifier* = 1,5 × Diameter *clarifier*

= 1,5 x 25,070 ft

= 37,606 ft

$P_{operasi}$ = 1 atm = 14,69 Psi

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$P_{desain}$ = 1,05 × 14,69 Psi

= 15,43 Psi

*Join efficiency* dari Brownells & Young, 1959 (E) = 0,8

*Allowble stress* (S) = 12.650 psia = 87.218,71 kPa

Faktor korosi = 1/8 in/tahun = 0,0032 m

Tebal *shell* tangki :

ts = $\frac{P_{desain} \times \text{Dclarifier}}{(2 \times S \times E) - (1{,}2 \times P_{desain})} + n$ ..……..……..…. (E.70)

ts = $\frac{15{,}43 \text{ Psi} \times 300{,}84 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \times 0{,}8) - (1{,}2 \times 15{,}43 \text{ Psi})} + 0{,}0032$ m

ts = 0,23 in

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,23 + 1/8 in

= 0,35 in

tebal tangki standart yang digunakan adalah 3/8 in (Tabel 5.6, Brownell & Young, 1959)

**1. Daya Pengaduk**

Jenis pengaduk : *flat* 6 *blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Untuk turbin standar (Mc Cabe, 1999), diperoleh:

Da/Dt = 1/3 ; Da = 1/3 x 2,2574 m = 0,7524 m = 2,4687 ft

E/Da = 1 ; E = 1 x 0,7524 m = 0,7524 m

L/Da = 1/4 ; L = 1/4 x 0,7524 m = 0,1881 m

W/Da = 1/5 ; W = 1/5 x 0,7524 m = 0,1504 m

J/Dt = 1/12 ; J = 1/12 x 2,2574 m = 0,1881 m

dengan :

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *baffle*

Kecepatan pengadukan, N = 1 rps

Viskositas = 0,001541 lb/ft s

Bilangan Reynold,

$$Nre = \frac{\rho N (D_a)^2}{\mu} \quad \text{..……..……..…...……..….} \quad \text{(E.71)}$$

$$= \frac{(62{,}16077 \text{ lb/ft}^3)(1)(2{,}4687 \text{ ft})^2}{0{,}001541 \text{ lb/ft s}}$$

$$= 245.846{,}655$$

$N_{Re}$ > 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T . n^3 . D_a^5 \rho}{g_c} \quad \text{..……..……..…...……..….} \quad \text{(E.72)}$$

$Np = K_T = 6{,}2$

$$P = \frac{6{,}2\ (1)^3\ (2{,}4687\ ft)^5\ (62{,}16077\ lb/ft^3)}{32{,}174\ lbf.ft/lbm.s^2}$$

$$= 1098{,}4477\ lbf.ft/s\ \times \frac{1\ hp}{550\ lbf.ft/s}$$

$$= 1{,}99718\ hp$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{1{,}99718\ hp}{0{,}8}$$

$$= 2{,}4964\ hp$$

## E.9 Pompa Masuk *Sandfilter* (P-305)

Fungsi : Memompa air dari Bak Penampungan air ke *sand flter*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Laju alir bahan masuk (F) = 3.880.000kg/jam = 2.376,101222 lb/s

Densitas ($\rho$) = 995,7200 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Viskositas, $\mu$ = 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{F}{\rho} \quad \text{.....} \quad \text{(E.73)}$$

$$= \frac{2.376{,}101222\ lb/s}{62{,}1608\ lb/ft^3}$$

$$= 37{,}835\ ft^3/s$$

Diameter Optimum

$$D_{opt} = 3{,}9\ (Q)^{0{,}45}\ (\rho)^{0{,}13} \quad \text{.....} \quad \text{(E.74)}$$

$$D_{opt} = 3{,}9\ (37{,}835\ ft^3/s)^{0{,}45}\ (62{,}1608\ lb/ft^3 s)^{0{,}13}$$

$$= 32{,}8\ in$$

Dari *Appendix* A.5.1, Geankoplis (1978) dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS Nominal = 24 in sch 20

Diameter dalam, ID = 23,25 in = 1,9374 ft = 0,590 m

Diameter luar, OD = 24 in = 1,9999 ft = 0,6095 m

Luas penampang, A = 2,9513 $ft^2$

Kecepatan laju alir

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{……..……} \quad \text{(E.75)}$$

$$= \frac{37{,}835 \ \text{ft}^3/\text{s}}{2{,}9513 \ \text{ft}^2}$$

$$= 12{,}819 \ \text{ft/s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{……...……..} \quad \text{(E.76)}$$

$$= \frac{62{,}1608 \ \text{lbm/ft}^3 \times 23{,}25 \ \text{ft} \times 12{,}819 \ \text{ft/s}}{0{,}0005 \ \text{lbm/ft.s}}$$

= 2.888.669,09 > 4000 (Aliran Turbulen)

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 4{,}57\times10^{-5}$ m = 0,0000457 m

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}0000457 \ \text{m}}{23{,}25 \ \text{m}} = 0{,}000074\text{m}$$

maka harga f = 0,006

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2 \ gc} \quad \text{……} \quad \text{(E.77)}$$

$$= 0{,}55 \ (1 - 0) \frac{(37{,}835 \ \text{ft/s})^2}{2 \times 32{,}174 \ \text{lbf.ft/lbm.s}^2}$$

= 1,4047 lbf.ft/lbm

– 2 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = \Sigma Kf \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{……..……..} \quad \text{(E.78)}$$

$$= 2 \ (0{,}75) \frac{(37{,}835 \ \text{ft/s})^2}{2 \ (32{,}174 \ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

= 3,831 lbf.ft/lbm

– Friksi pada *valve*

*Check valve* $hf = \Sigma Kf \left(\frac{V2}{2 \ gc}\right)$ …….…… (E.79)

$$= (1 \text{ x } 2)\ \frac{(37{,}835 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 5{,}1081 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Pipa lurus 23,27 ft

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{ID}\ \frac{V^2}{2gc} \quad \text{……..……...….} \quad \text{(E.80)}$$

$$= 4(0{,}006)\ \frac{23{,}27 \text{ ft } (37{,}835 \text{ ft/s})^2}{0{,}3354 \text{ ft} \times 2 \times (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 3{,}0648 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)\ \frac{V^2}{2 \text{ x a x gc}} \quad \text{……} \quad \text{(E.81)}$$

$$= \left(1–0\right)\ \frac{37{,}835 \text{ ft/s})^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174}$$

$$= 2{,}5540 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F = h_c + h_f\ elbow + h_f\ valve + f_f + h_{ex}$

$= 1{,}4047 + 3{,}8310 + 5{,}1081 + 3{,}0648 + 2{,}5540$

$= 15{,}9628 \text{ lbf.ft/lbm}$

Dari persamaan Bernoulli

$$\left(\Delta Z \frac{g}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta V^2}{2\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{……..……..……} \quad \text{(E.82)}$$

Dimana :

$P_1 = 1 \text{ atm} \quad = 2.116{,}22 \text{ lbf/ft}^2$

$P_2 = 5 \text{ atm} \quad = 4232{,}441 \text{ lbf/ft}^2$

$\Delta P = 2.116{,}22$

$\Delta Z = 49{,}2126 \text{ ft}$

$dV = 12{,}8198$

Maka :

$$-Ws = \left(49{,}2126 \text{ ft} \times \frac{32{,}174 \text{ ft/s}^2}{32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}\right) + 2.116{,}22 \text{ lbf/ft}^2 + 15{,}9628$$

lbf.ft/lbm

Ws = -37,8883 lbf.ft/lbm

Untuk nilai efisiensi pompa (η) diasumsikan, maka η = 80%

$W_p = -\eta \times W_s$ ……. (E.83)

= -0,80 × (-37,8883) lbf.ft/lbm

= 47,3603 ft/lbm

Daya pompa = $m \times W_p$ ……..…… (E.84)

= 2.376,101222 lb/s × 47,3603 lbf.ft/lbm

= 112.532,86 lbf.ft/s x $\frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

= 204,6056 hp

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 204,6056 hp x 0,7457 kW = 152,6357 kW

## E.10 *Sand Filter* (SF–301)

Fungsi : Menyaring partikel-partikel yang masih terbawa dalam air yang keluar dari *clarifier*

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan kontruksi : *Carbon steel* SA-283 *Grade* C

Jumlah : 1 unit

Volume tangki :

Laju alir massa (F) = 3.880.000 kg/jam = 2.376,101 lb/s

Densitas air (ρ) = 995,7200 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Viskositas air (μ) = 0,000516 lb/ft.s

Faktor kelonggaran = 20%

*Sand filter* dirancang untuk menampung 1/4 jam (0,25 jam) operasi

Direncanakan volume bahan penyaring 1/3 volume tangki

Volume air (Va) = $\frac{2.376,101 \ \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 0,25 \text{ jam}}{62,1608 \text{ lb/ft}^3}$ ……..…….…….. (E.85)

= 34.051,71 $ft^3$

Volume tangki (Vt) = 1,2 × 34.051,71 $ft^3$

= 42.564,64 $ft^3$

Volume total = (1 + 0,3) × 42.564,64 $ft^3$

$= 51.077{,}579\ ft^3$

Diameter dan tebal tangki dari persamaan Brownells & Young, 1959

$$Vs = \frac{\pi \times Dt^2 \times Hs}{4} \quad \text{……..……..……..…….. (E.86)}$$

Dimana :

Vs = Volume silinder ($ft^3$ )

Dt = Diameter silinder (ft)

Hs = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki Hs : Dt = 4 : 3

$$Vs = \frac{\pi \times Dt^2 \times (\frac{2}{1} Dt)}{4}$$

$$51.077{,}579\ ft^3 = \frac{\pi \times Dt^2 \times (\frac{2}{1} Dt)}{4}$$

$$51.077{,}579\ ft^3 = \frac{\frac{4}{3}(\pi \times Dt^2 \times (Dt)}{4}$$

Dt = 44,758 ft = 537,105 in

Hs = 59,678 ft = 716,140 in

Diameter dan tinggi tutup :

Diameter tinggi tutup = diameter tangki = 44,758 ft

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi tutup = Dt : Hs = 4 : 1

Tinggi tutup = 1/4 × Dt

= 1/4 × 44,758 ft

= 11,189 ft

Tinggi tangki total = Hs + (2 x tinggi tutup)

= 59,678 ft + (2 × 11,189 ft)

= 70,868 ft

Tebal *shell* dan tutup tangki :

Tinggi penyaring = 1/4 × tinggi tangki total

= 1/4 × 70,868 ft

= 17,717 ft

Tinggi cairan dalam tangki = $\frac{\text{Va}}{\text{V total}}$ × tinggi tangki total …….. (E.87)

= $\frac{34.051{,}719\ \text{ft}^3}{51.077{,}579\ \text{ft}^3}$ × 70,868 ft

= 39,785 ft

$P_{operasi}$ = 1 atm = 14,69 Psi

Faktor keamanan = 5%

Maka, Pdesign = (1,05) (14,69)

= 15,430 Psi

*Join efficiency* (E) = 0,8

*Allowble stress* (S) = 12.650 psia

Faktor korosi = 1/8 in/tahun = 0,0032 m

Tebal *shell* tangki :

$$t = \frac{P_{desain} \times Dt}{(2 \times S \times E) - (1{,}2 \times P_{desain})} + n \quad \text{(E.88)}$$

$$t = \frac{15{,}430\ \text{Psi} \times 537{,}105\ \text{in}}{(2 \times 12.650\ \text{Psi} \times 0{,}8\ ) - (1{,}2 \times 15{,}430\ \text{Psi})} + 0{,}0032\ \text{m}$$

t = 0,4 in

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,4 + 1/8 in

= 0,5 in

## E.11 Pompa *Sandfilter* (P-306)

Fungsi : Memompa air dari *sandfilter* ke tangki air

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir bahan masuk (F) = 3.880.000kg/jam = 2.376,101222 lb/s

Densitas (ρ) = 995,7200 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Viskositas, μ = 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s

Laju alir volumetrik (Q) $= \frac{F}{\rho}$ ……...…….…….. (E.89)

$= \frac{2.376,101222 \text{ lb/s}}{62,1608 \text{ lb/ft}^3}$

$= 37,835 \text{ ft}^3/\text{s}$

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$ ……...……. (E.90)

$D_{opt} = 3,9 (37,835 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} (62,1608 \text{ lb/ft}^3\text{s})^{0,13}$

$= 32,8$ in

Dari *Appendix* A.5.1, Geankoplis (1978) dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS Nominal = 24 in sch 20

Diameter dalam, ID = 23,25 in = 1,9374 ft = 0,590 m

Diameter luar, OD = 24 in = 1,9999 ft = 0,6095 m

Luas penampang, A = 2,9513 $\text{ft}^2$

Kecepatan laju alir

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{……..……} \quad \text{(E.91)}$$

$$= \frac{37{,}835 \ ft^3/s}{2{,}9513 \ ft^2}$$

$$= 12{,}819 \ ft/s$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{……...……..} \quad \text{(E.92)}$$

$$= \frac{62{,}1608 \ lbm/ft^3 \times 23{,}25 \ ft \times 12{,}819 \ ft/s}{0{,}0005 \ lbm/ft.s}$$

$$= 2.888.669{,}09 > 4000 \text{ (Aliran Turbulen)}$$

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$$\varepsilon = 4{,}57\times10^{-5} \ m = 0{,}0000457 \ m$$

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}0000457 \ m}{23{,}25 \ m} = 0{,}000074m$$

maka harga f = 0,006

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2 \ gc} \quad \text{……} \quad \text{(E.93)}$$

$$= 0{,}55 \ (1 - 0) \frac{(37{,}835 \ ft/s)^2}{2 \times 32{,}174 \ lbf.ft/lbm.s^2}$$

$$= 1{,}4047 \ lbf.ft/lbm$$

– 2 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = \Sigma Kf \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{……..……..……} \quad \text{(E.94)}$$

$$= 2 \ (0{,}75) \frac{(37{,}835 \ ft/s)^2}{2 \ (32{,}174 \ lbf.ft/lbm.s^2)}$$

$$= 3{,}831 \ lbf.ft/lbm$$

– Friksi pada *valve*

*Check valve* $hf = \Sigma Kf \left(\frac{V2}{2 \ gc}\right)$ ……..…… (E.95)

$$= (1 \text{ x } 2)\ \frac{(37{,}835 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 5{,}1081 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Pipa lurus 23,27 ft

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{ID}\ \frac{V^2}{2gc} \quad \text{……..…….....….} \quad \text{(E.96)}$$

$$= 4(0{,}006)\ \frac{23{,}27 \text{ ft } (37{,}835 \text{ ft/s})^2}{0{,}3354 \text{ ft} \times 2 \times (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 3{,}0648 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)\ \frac{V^2}{2 \text{ x a x gc}} \quad \text{……} \quad \text{(E.97)}$$

$$= \left(1–0\right)\ \frac{37{,}835 \text{ ft/s})^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174}$$

$$= 2{,}5540 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F = h_c + h_f\ elbow + h_f\ valve + f_f + h_{ex}$

$= 1{,}4047 + 3{,}8310 + 5{,}1081 + 3{,}0648 + 2{,}5540$

$= 15{,}9628$ lbf.ft/lbm

Dari persamaan Bernoulli

$$\left(\Delta Z \frac{g}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta V^2}{2\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{……..……..……} \quad \text{(E.98)}$$

Dimana :

$P_1 = 1$ atm $= 2.116{,}22$ lbf/ft$^2$

$P_2 = 5$ atm $= 4232{,}441$ lbf/ft$^2$

$\Delta P = 2.116{,}22$

$\Delta Z = 49{,}2126$ ft

$dV = 12{,}8198$

Maka :

$$-Ws = \left(49{,}2126 \text{ ft} \times \frac{32{,}174 \text{ ft/s}^2}{32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}\right) + 2.116{,}22 \text{ lbf/ft}^2 + 15{,}9628$$

lbf.ft/lbm

Ws = -37,8883 lbf.ft/lbm

Untuk nilai efisiensi pompa (η) diasumsikan, maka η = 80%

$W_p = -\eta \times W_s$ ……. (E.99)

= -0,80 × (-37,8883) lbf.ft/lbm

= 47,3603 ft/lbm

Daya pompa = $m \times W_p$ ……..……. (E.100)

= 2.376,101222 lb/s × 47,3603 lbf.ft/lbm

= 112.532,86 lbf.ft/s x $\frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

= 204,6056 hp

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 204,6056 hp x 0,7457 kW = 152,6357 kW

## E.12 Tangki Menara Air (T-301)

Fungsi : Tempat menampung air sementara untuk didistribusikan ke unit lain

Jenis : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahn kontruksi : *Carbon steel* SA-283 *Grade* C

Jumlah : 4 unit

Data:

Laju alir bahan masuk = 3.880.000 kg/jam = 8.553.964,4 lb/h

Densitas, $\rho$ = 995,7200 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Viskositas, $\mu$ = 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft s

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 1 jam operasi

Volume air (Va) = $\frac{8.553.964 \text{ kg/jam x 1 jam}}{62{,}1608 \text{ lb/ft}^3}$ ……...…. (E.103)

= 170.283,6 $ft^3$

Faktor kelonggaran = 20%

Maka,

Volume tangki (Vt) = 1,2 × 170.283,6 $ft^3$

= 204.340,4094 $ft^3$ = 5.782,834 $m^3$

Volume tangki standar 1600 $m^3$ (Brownell & Young), maka untuk Vt = 5.782,834

$m^3$ digunakan 4 unit tangki.

Volume design 1 tangki $= \frac{Vt}{4}$

$= \frac{5.782{,}834\ m3}{4}$

$= 1.445{,}71\ m^3$

Diameter dan tebal tangki dari persaaan Brownells & Young, 1959:

$$Vs = \frac{\pi \times Dt^2 \times Hs}{4} \quad \text{……..…...….} \quad \text{(E.104)}$$

Dimana :

Vs = Volume silinder ($ft^3$)

Dt = Diameter silinder (ft)

Hs = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki Hs : Dt = 3 : 4

Maka :

$$Vs = \frac{\pi \times Dt^2 \times (\frac{3}{4} Dt)}{4} \quad \text{…….....….} \quad \text{(E.105)}$$

$$Vs = \frac{\frac{3}{4}(\pi \times Dt^2 \times Dt)}{4}$$

$$1.445{,}71\ m^3 = \frac{\frac{3}{4}(3{,}14 \times Dt^3)}{4}$$

$1.445{,}71\ m^3 = 0{,}58\ Dt^3$

Dt = 10,54 m = 34,59 ft

Hs = 15,81 m = 51,89 ft

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{volume larutan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \quad \text{……...….} \quad \text{(E.106)}$$

$$= \frac{4.819{,}028\ m^3 \times\ 15{,}81\ m}{5.782{,}834\ m^3}$$

$= 13{,}174$ m

$$P_{hidrostatis} = \rho \times g \times h \quad \text{……...….} \quad \text{(E.107)}$$

$= 995{,}7200\ kg/m^3 \times 9{,}8\ m/s^3 \times 15{,}81$ m

= 1.300.072 Pa/1.000

= 130,007 kPa = 18,85 Psi

Faktor kelonggaran = 5%

Tekanan udara luar = 1 atm = 14,69 Psi

$P_{operasi}$ = 18,85 Psi + 14,69 Psi

= 33,54 Psi

Maka, $P_{design}$ = (1,05) (33,54 Psi)

= 35,22 Psi

*Join efficiency* (E) = 0,8

*Allowable stress* (S) = 12.650 Psi

Faktor korosi = 1/8 in/tahun = 0,0032 m

Tebal *shell* tangki :

$$t = \frac{P_{desain} \times Dt}{(2 \times S \times E) - (1{,}2 \times P_{desain})} + \ldots \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad \text{(E.108)}$$

$$t = \frac{35{,}22 \text{ Psi} \times 415{,}133 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \times 0{,}8) - (1{,}2 \times 35{,}22 \text{ Psi})}$$

t = 0,22 in

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,22 in + 1/8 in

= 0,345 in

tebal tangki standart yang digunakan adalah 3/8 in (Tabel 5.6, Brownell & Young, 1959)

## E.13 Pompa Tangki Air (P-307)

Fungsi : Memompa air dari tangki air ke kation *exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir bahan masuk (F) = 257.221,21 kg/jam = 157,521 lb/s

Densitas (ρ) = 995,7200 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Viskositas, μ = 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s

Laju alir volumetrik (Q) = $\frac{F}{\rho}$ ……..... (E.109)

$= \frac{157,521 \text{ lb/s}}{62,1608 \text{ lb/ft}^3}$

$= 2,50 \text{ ft}^3/\text{s}$

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3,9 (Q)^{0,45} (\rho)^{0,13}$ ……..……..... (E.110)

$D_{opt} = 3,9 (2,50 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} (62,1608 \text{ lb/ft}^3\text{s})^{0,13}$

$= 9,69$ in

Dari *Appendix* A.5.1, Geankoplis (1978) dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS Nominal = 10 in sch 40

Diameter dalam, ID = 10,02 in = 0,83 ft = 0,25 m

Diameter luar, OD = 10,75 in = 0,89 ft = 0,27 m

Luas penampang, A = 2,9513 $\text{ft}^2$

Kecepatan laju alir

$V = \frac{Q}{A}$ ……..……..... (E.111)

$= \frac{2,50 \text{ ft}^3/\text{s}}{2,9513 \text{ ft}^2}$

$= 0,849$ ft/s

Bilangan Reynold,

$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$ ……..……..……..... (E.112)

$= \frac{62,1608 \text{ lbm/ft}^3 \times 0,83 \text{ ft} \times 0,849 \text{ ft/s}}{0,0005 \text{ lbm/ft.s}}$

$= 82.531,10 > 4000$ (Aliran Turbulen)

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 4,57 \times 10^{-5}$ m = 0,0000457 m (Geankoplis fig. 2.10-3, hal 88)

$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0,0000457 \text{ m}}{0,25 \text{ m}} = 0,000179$ m

maka harga f dari Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997 = 0,0049

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)\frac{V^2}{2\,gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.113)}$$

$$= 0{,}55\,(1-0)\,\frac{(0{,}849\ \text{ft/s})^2}{2 \times 32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$$= 0{,}00617\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– 4 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = \Sigma Kf\,\frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.114)}$$

$$= 4\,(0{,}75)\,\frac{(0{,}849\ \text{ft/s})^2}{2\,(32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0336\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Friksi pada *valve*

*Check valve* $hf = \Sigma Kf\,(\frac{V2}{2\,gc})$ ..... (E.115)

$$= (1 \times 2)\,\frac{(0{,}849\ \text{ft/s})^2}{2\,(32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0224\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Pipa lurus 32,81 ft

$$F_f = 4f\,\frac{\Delta L}{ID}\,\frac{V^2}{2gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.116)}$$

$$= 4(0{,}0049)\,\frac{32{,}81\ \text{ft}\ (0{,}849\ \text{ft/s})^2}{0{,}3354\ \text{ft} \times 2 \times (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}00721\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)\,\frac{V^2}{2 \times a \times gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.117)}$$

$$= \left(1-0\right)\,\frac{0{,}849\ \text{ft/s})^2}{2 \times 1 \times 32{,}174}$$

$$= 00{,}0112\ \text{lbf.ft/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F = h_c + h_f$ *elbow* $+ h_f$ *valve* $+ f_f + h_{ex}$

$= 0{,}00617 + 0{,}0336 + 0{,}0224 + 0{,}00721 + 0{,}0112$

$= 0{,}0807$ lbf.ft/lbm

Dari persamaan Bernouli

$$(\Delta Z\frac{g}{gc}) + (\frac{\Delta V^2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{.....} \quad \text{(E.118)}$$

Dimana :

$P_1 = 1$ atm $= 2.116{,}2236$ lbf/ft$^2$

$P_2 = 1{,}5$ atm $= 3.174{,}33$ lbf/ft$^2$

$\Delta P = 1.058{,}11$ lbf/ft$^2$

$\Delta Z = 22{,}96$ ft

$dV = 0{,}849$ ft/s

Maka :

$$-Ws = \left(22{,}96 \times \frac{32{,}174}{32{,}174}\right) + 0{,}4245 + 16{,}848 + 0{,}08074$$

$Ws = -6{,}6230$ lbf.ft/lbm

Untuk nilai efisiensi pompa ($\eta$) diasumsikan, maka $\eta = 80$ %

$$W_p = -\eta \times W_s \quad \text{.....} \quad \text{(E.119)}$$

$= -0{,}80 \times (-6{,}6230)$ lbf.ft/lbm

$= 8{,}8306$ ft/lbm

$$\text{Daya pompa} = m \times W_p \quad \text{.....} \quad \text{(E.120)}$$

$= 157{,}521$ lb/s $\times$ 8,8306 lbf.ft/lbm

$= 1.391{,}004$ lbf.ft/s x $\frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$

$= 2{,}529$ hp

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 2,529 hp x 0,7457 kW = 0,1886 kW

## E.14 Penukar Kation (*Cation Exchanger*) (CE-301)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler)

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah elipsoidal

Bahan kontruksi : *Carbon steel* SA-283 *Grade* C

Jumlah : 1 Unit

Data :

Laju alir massa (F) = 257.221,21 kg/jam = 157,522 lb/s

Densitas air = 995,7200 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Direncanakan 1/4 volume tangki berisi resin

$$\text{Kapasitas Penampungan} = \frac{257.221{,}21 \ \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1/4}{995{,}7200 \ \text{kg/m}^3} \quad \text{……..….} \quad \text{(E.121)}$$

$$= 63{,}932 \ \text{m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%

Volume tangki (Vt) = 1,2 × 63,932 $m^3$

= 76,71 $m^3$

Diameter dan tebal tangki :

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki Hs : Dt = 3 : 2

Volume silinder tangki

$Vs = 1/4 \times \pi \times Dt^2 \times Hs$ ……..……...…. (E.122)

$Vs = 1/4 \times 3{,}14 \times 4/1 \ Dt^3$

$= 3{,}14 \ Dt^3$

Volume tutup tangki elipsoidal (Vh) dari persamaan Brownells & Young, 1959:

$Vh = 1/24 \times \pi \times Dt^3$ ……..……...……...…. (E.123)

$= 1/24 \times 3{,}14 \times \ Dt^3$

$= 0{,}1308 \ Dt^3$

Volume tangki (Vt)

Vt = Vs + Vh ……..……...……...…. (E.124)

76,71 $m^3$ = 3,14 $Dt^3$ + 0,1308 $Dt^3$

76,71 $m^3$ = 3,2708 $Dt^3$

Dt = 8,194 m

Tinggi silinder (Hs) :

Hs = 3/2 × Dt

Hs = 3/2 × 8,194 m

Hs = 12,29 m

Tinggi *head* (Hh) : (Hh : Dt = 1 : 4)

Hh = 1/4 × Dt

Hh = 1/4 × 8,194 m

Hh = 2,04 m

Tinggi total tangki (Ht) :

Ht = Hs + (2 × Hh)

Ht = 12,29 m + (2 × 2,04 m)

Ht = 16,38 m

Tinggi cairan dalam tangki (Hc) :

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{Vl \times Hs}{Vt} \quad \text{(E.125)}$$

$$= \frac{63{,}932\ m^3 \times 12{,}29\ m}{76{,}71\ m^3}$$

$$= 10{,}243\ m$$

$$P_{hidrostatis} = \rho \times g \times h \quad \text{(E.126)}$$

$$= 995{,}7200\ kg/m^3 \times 9{,}8\ m/s^2 \times 10{,}243\ m$$

$$= 99.951{,}76\ Pa/1.000$$

$$= 99{,}95\ kPa = 14{,}36\ Psi$$

Tekanan udara luar = 1 atm = 14,69 Psi

$P_{operasi}$ = 14,36 Psi + 14,69 Psi

= 29,02 Psi

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$P_{desain}$ = 1,05 × 29,02 Psi

= 30,078 Psi

*Join efficiency* dari Brownells & Young, 1959 = 0,8

*Allowable stress* (S) = 12.650 psi

Faktor korosi = 1/8 in/tahun = 0,0032 m

Tebal *shell* tangki :

$$ts = \frac{P_{desain} \times Dt}{(2 \times S \times E) - (1{,}2 \times P_{desain})} \quad \text{(E.127)}$$

$$ts = \frac{30,078 \times 322,59 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \text{ Psi} \times 0,8) - (1,2 \times 30,078 \text{ Psi})}$$

$= 0,147$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,147 + 1/8 in

= 0,272 in

tebal tangki standart yang digunakan adalah 5/16 in (Tabel 5.6, Brownell & Young, 1959)

$$\text{Volume resin} = \frac{1/4 \text{ jam} \times 257.221,21 \text{ kg/jam}}{995,7200 \text{ kg/m}^3}$$

$= 64,581 \text{ m}^3$

## E.15 Pompa Penukar Kation (P-310)

Fungsi : Memompa air dari kation *exchanger* ke anion *exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir bahan masuk (F) = 257.221,21 kg/jam = 157,521 lb/s

Densitas ($\rho$) = 995,7200 kg/m$^3$ = 62,1608 lb/ft$^3$

Viskositas, $\mu$ = 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{F}{\rho} \quad \text{.....} \quad \text{(E.128)}$$

$$= \frac{157,521 \text{ lb/s}}{62,1608 \text{ lb/ft}^3}$$

$= 2,50 \text{ ft}^3/\text{s}$

Diameter Optimum

$$D_{opt} = 3,9 \, (Q)^{0,45} \, (\rho)^{0,13} \quad \text{.....} \quad \text{(E.129)}$$

$D_{opt} = 3,9 \, (2,50 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \, (62,1608 \text{ lb/ft}^3\text{s})^{0,13}$

$= 9,69$ in

Dari *Appendix* A.5.1, Geankoplis (1978) dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS Nominal = 10 in sch 40

Diameter dalam, ID = 10,02 in = 0,83 ft = 0,25 m

Diameter luar, OD = 10,75 in = 0,89 ft = 0,27 m

Luas penampang, A = 2,9513 $ft^2$

Kecepatan laju alir

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{……..……....….} \quad \text{(E.130)}$$

$$= \frac{2{,}50 \ ft^3/s}{2{,}9513 \ ft^2}$$

$$= 0{,}849 \ ft/s$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{……..……..……....….} \quad \text{(E.131)}$$

$$= \frac{62{,}1608 \ lbm/ft^3 \times 0{,}83 \ ft \times 0{,}849 \ ft/s}{0{,}0005 \ lbm/ft.s}$$

$$= 82.531{,}10 > 4000 \text{ (Aliran Turbulen)}$$

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 4{,}57 \times 10^{-5}$ m = 0,0000457 m (Geankoplis fig. 2.10-3, hal 88)

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}0000457 \ m}{0{,}25 \ m} = 0{,}000179 \ m$$

maka harga f dari Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997 = 0,0049

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2 \ gc} \quad \text{……....…...….} \quad \text{(E.132)}$$

$$= 0{,}55 \ (1 - 0) \frac{(0{,}849 \ ft/s)^2}{2 \times 32{,}174 \ lbf.ft/lbm.s^2}$$

$$= 0{,}00617 \ lbf.ft/lbm$$

– 4 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = \Sigma Kf \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{……..……..……...….} \quad \text{(E.133)}$$

$$= 4\ (0{,}75)\ \frac{(0{,}849\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0336\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Friksi pada *valve*

$$\textit{Check valve}\ \ hf = \Sigma Kf\ (\frac{V2}{2\ gc}) \quad \text{……..……...….} \quad \text{(E.134)}$$

$$= (1 \text{ x } 2)\ \frac{(0{,}849\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0224\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Pipa lurus 32,81 ft

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{ID}\ \frac{V^2}{2gc} \quad \text{……..……..……...….} \quad \text{(E.135)}$$

$$= 4(0{,}0049)\ \frac{32{,}81\ \text{ft}\ (0{,}849\ \text{ft/s})^2}{0{,}3354\ \text{ft} \times 2 \times (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}00721\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)\ \frac{V^2}{2 \text{ x } a \text{ x } gc} \quad \text{……...……..……...….} \quad \text{(E.136)}$$

$$= \left(1–0\right)\ \frac{0{,}849\ \text{ft/s})^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174}$$

$$= 00{,}0112\ \text{lbf.ft/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$$\Sigma F = h_c + h_f\ \textit{elbow} + h_f\ \textit{valve} + f_f + h_{ex}$$

$$= 0{,}00617 + 0{,}0336 + 0{,}0224 + 0{,}00721 + 0{,}0112$$

$$= 0{,}0807\ \text{lbf.ft/lbm}$$

Dari persamaan Bernouli

$$(\Delta Z \frac{g}{gc}) + (\frac{\Delta V^2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{……...……...….} \quad \text{(E.137)}$$

Dimana :

$P_1$ = 1 atm = 2.116,2236 lbf/ft$^2$

$P_2$ = 1,5 atm = 3.174,33 lbf/ft$^2$

$\Delta P = 1.058{,}11 \text{ lbf/ft}^2$

$\Delta Z = 22{,}96 \text{ ft}$

$dV = 0{,}849 \text{ ft/s}$

Maka :

$$-Ws = \left(22{,}96 \times \frac{32{,}174}{32{,}174}\right) + 0{,}4245 + 16{,}848 + 0{,}08074$$

$Ws = -6{,}6230 \text{ lbf.ft/lbm}$

Untuk nilai efisiensi pompa ($\eta$) diasumsikan, maka $\eta = 80\ \%$

$$W_p = -\eta \times W_s \quad \text{……..……..……...….} \quad \text{(E.138)}$$

$= -0{,}80 \times (-6{,}6230) \text{ lbf.ft/lbm}$

$= 8{,}8306 \text{ ft/lbm}$

$$\text{Daya pompa} = m \times W_p \quad \text{…….……..……..….} \quad \text{(E.139)}$$

$= 157{,}521 \text{ lb/s} \times 8{,}8306 \text{ lbf.ft/lbm}$

$$= 1.391{,}004 \text{ lbf.ft/s} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

$= 2{,}529 \text{ hp}$

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 2,529 hp x 0,7457 kW = 0,1886 kW

## E.16 Tangki Pelarutan $H_2SO_4$ (T-303)

Fungsi : Membuat larutan asam sulfat ($H_2SO_4$)

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : *Carbon steel* SA-283 *Grade* C

Jumlah : 1 Unit

### 1. Ukuran Tangki

Laju massa $H_2SO_4 = 2.450 \text{ kg/jam} = 1{,}50037 \text{ lb/s}$

Densitas $H_2SO_4 = 1.830 \text{ kg/m}^3 = 114{,}24 \text{ lb/ft}^3$

Kebutuhan perancangan = 30 hari

$H_2SO_4$ yang digunakan berupa larutan 5% (%berat)

Perhitungan:

$$\text{Kapasitas penampungan} = \frac{1{,}50037 \ \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 3.600 \text{ s x } 24 \text{ jam} \times 30 \text{ hari}}{114{,}24 \text{ lb/ft}^3 \text{ x } 5\%} \quad \text{…..….} \quad \text{(E.140)}$$

$= 34.042{,}08\ ft^3$

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki, Vt = 1,2 x 34.042,08 $ft^3$

$= 40.850{,}497\ ft^3 = 1.156{,}069\ m^3$

**2. Diameter dan Tebal Tangki**

Diameter dan tebal tangki dari persaan Brownells & Young, 1959 :

$$Vs = \frac{\pi \times Dt^2 \times Hs}{4} \quad \text{.....} \quad \text{(E.141)}$$

Dimana :

Vs = Volume silinder ($ft^3$)

Dt = Diameter silinder (ft)

Hs = Tinggi tangki silinder (ft)

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, Hs : Dt = 2:1

Maka :

$$Vs = \frac{\pi \times Dt^2 \times (\frac{2}{1} Dt)}{4} \quad \text{.....} \quad \text{(E.142)}$$

$$Vs = \frac{2\ (\pi \times Dt^2 \times Dt)}{4}$$

$$40.850{,}497\ ft^3 = \frac{2\ (3{,}14 \times Dt^3)}{4}$$

Dt = 24,981 ft = 299,778 in

Hs = 37,472 ft = 499,667 in

Tinggi cairan dalam tangki :

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume larutan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \quad \text{.....} \quad \text{(E.143)}$$

$$= \frac{34.042{,}08\ ft^3 \times 37{,}472\ ft}{40.850{,}497\ ft^3}$$

$= 31{,}226$ ft

Tekanan hidrostatik

$$P_{hidrostatis} = \rho \times g \times h \quad \text{.....} \quad \text{(E.144)}$$

$= 1.830\ kg/m^3 \times 9{,}8\ m/s^2 \times 11{,}421\ m$

$= 204{,}824\ Pa/1.000$

= 0,2048 kPa = 0,029 Psi

Tekanan udara luar = 1 atm = 14,69 Psi

Faktor kelonggaran = 5 %

Maka, $P_{design}$ = (100% + 5%) ( 0,029 Psi + 14,69 Psi)

= 15,461 Psi

*Joint efficiency* (E) = 0,8

*Allowable stress* (S) = 12650 Psi

Faktor korosi = 0,125 in = 0,0032 m

Tebal *shell* tangki:

$$t_s = \frac{P_{desain}.Dt}{2SE - 1{,}2P_{desain}} + \quad \text{...}\ldots\ldots\ldots

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *baffle*

Kecepatan pengadukan, N = 1 rps

Viskositas $H_2SO_4$ = 0,012 lb/ft s

Bilangan Reynold,

$$NRe = \frac{\rho N (D_a)^2}{\mu} \quad \text{.....} \quad \text{(E.146)}$$

$$= \frac{(114{,}24 \text{ lb/ft}^3)(1 \text{ rps})(8{,}327 \text{ ft})^2}{0{,}012 \text{ lb/ft s}}$$

$$= 66.013{,}442$$

$N_{Re}$ > 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan dari McCabe, 1999 menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T.n^3.D_a^5\rho}{g_c} \quad \text{.....} \quad \text{(E.147)}$$

$Np = K_T = 6{,}3$

$$P = \frac{6{,}3\ (1\text{rps})^3(8{,}327 \text{ ft})^5\ (114{,}24 \text{ lb/ft}^3)}{32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$$= 895{,}62 \text{ lbf.ft/s} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ lbf.ft/s}}$$

= 1,6284 hp

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{1{,}6284 \text{ hp}}{0{,}8}$$

= 2,035 hp

## E.17 Pompa Tangki Pelarutan $H_2SO_4$ (P-308)

Fungsi : Memompa larutan $H_2SO_4$ dari tangki pelarutan $H_2SO_4$ kation *exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir bahan masuk = 2.450 kg/jam = 0,50037 lb/s

Densitas, $\rho$ = 1.830 kg/m$^3$ = 114,24 lbm/ft$^3$

Viskositas, $\mu$ = 0,000417 lb/ft s

Laju alir volumetrik (Q) = $\frac{F}{\rho}$ ……..…..…..…. (E.148)

$$= \frac{0{,}50037 \text{ lb/s}}{114{,}24 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0{,}01313 \text{ ft}^3\text{/s}$$

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3{,}9\ (Q)^{0{,}45}\ (\rho)^{0{,}13}$ ……..……...…. (E.149)

$D_{opt} = 3{,}9\ (0{,}01313 \text{ ft}^3\text{/s})^{0{,}45}\ (114{,}24 \text{ lbm/ft}^3)^{0{,}13}$

= 1,027 in

Dari Appendiks A.5.1 Geankoplis (1978), dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifik:

NPS Nominal = 1 ¼ in sch 40

Diameter dalam, ID = 1,38 in = 0,114 ft = 0,035 m

Diameter luar, OD = 1,66 in = 0,138 ft = 0,042 m

Luas penampang, A = 0,435 ft$^2$

Kecepatan laju alir

$V = \frac{Q}{A}$ ……..……...…. (E.150)

$$= \frac{0{,}01313 \text{ ft}^3\text{/s}}{0{,}435 \text{ ft}^2}$$

$$= 0{,}03019 \text{ ft/s}$$

Bilangan Reynold,

$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$ ……..……...…. (E.151)

$$= \frac{114{,}816 \text{ lbm/ft}^3\text{.s} \times 0{,}0410 \text{ ft} \times 0{,}03019 \text{ ft/s}}{0{,}000417 \text{ lbm/ft s}}$$

= 17.136,07 > 4000 (aliran turbulen)

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 4{,}57 \times 10^{-5}$ m = 0,0000457 m (Geankoplis fig. 2.10-3, hal 88)

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}0000457 \text{ m}}{0{,}035 \text{ m}} = 0{,}00355 \text{ m}$$

maka harga f Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997 = 0,0035

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2\,gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.152)}$$

$$= 0{,}55\ (1 - 0)\ \frac{(0{,}01313 \text{ ft/s})^2}{2 \text{ x } 32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$$= 0{,}000007 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– 3 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = n\ Kf\ \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.153)}$$

$$= 3\ (2{,}5)\ \frac{(0{,}01313 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0001 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Friksi pada *valve*

$$hf = n\ Kf\ \left(\frac{V^2}{2\,gc}\right) \quad \text{.....} \quad \text{(E.154)}$$

$$= (1 \text{ x } 9)\ \frac{(0{,}01313 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}00012 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Pipa lurus 20 ft

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{ID}\ \frac{V^2}{2gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.155)}$$

$$= 4\ (0{,}0035)\ \frac{20 \text{ ft } (0{,}01313 \text{ ft/s})^2}{0{,}0410 \text{ ft} \times 2 \times (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}000004 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.156)}$$

$$= \left(1-0\right)^2 \frac{(0{,}01313\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}000014\ \text{lbf.ft/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F = h_c + h_f\ elbow + h_f\ valve + f_f + h_{ex}$

$= 0{,}000007 + 0{,}0001 + 0{,}00012 + 0{,}000004 + 0{,}000014$

$= 0{,}000259$ lbf.ft/lbm

Dari persamaan Bernouli

$$(\Delta Z \frac{g}{gc}) + (\frac{\Delta V2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{.....} \quad \text{(E.157)}$$

Dimana :$P_1$= 1 atm = 2.116,2236 lbf/ft$^2$

$P_2$ = 1,25 atm= 2.645,276 lbf/ft$^2$

$\Delta P$ = 529,0551 lbf/ft$^2$

$\Delta Z$ = 32,8084 ft

dV = 0,03019 ft/s

Maka :

$$-Ws = \left(32{,}8084\ \text{ft} \times \frac{32{,}174\ \text{ft/s}^2}{32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2}\right) + 0{,}0150 + 4{,}631 + 0{,}00025$$

Ws = -24,842 lbf.ft/lbm

Untuk nilai $\eta$ diasumsikan, maka $\eta$ = 80%

$$W_p = -\eta \times W_s \quad \text{.....} \quad \text{(E.158)}$$

$= -0{,}80 \times -24{,}842$ lbf.ft/lbm

= 31,053 lbf.ft/lbm

Daya pompa = $m \times W_p$ ..... (E.159)

= 0,50037 lb/s × 31,053 lbf lbf.ft/lbm

$$= 512{,}05\ \text{lbf.ft/s} \times \frac{1\ \text{hp}}{550\ \text{lbf.ft/s}}$$

= 0,0931 hp

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 0,0931 hp x 0,7457 kW = 0,0695 kW

## E.18 Penukar Anion (Anion *Exchanger*) (AE-301)

Fungsi : Mengikat senyawa logam yang terdapat dalam air umpan ketel (umpan boiler)

Bentuk : Silinder tegak dengan atas dan bawah elipsoidal

Bahan kontruksi : *Carbon steel* SA-283 *Grade* C

Jumlah : 1 Unit

Data :

Laju alir massa (F) = 257.221,21 kg/jam = 157,522 lb/s

Densitas air = 995,7200 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Direncanakan 1/4 volume tangki berisi resin

$$\text{Kapasitas Penampungan} = \frac{257.221{,}21 \ \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1/4}{995{,}7200 \ \text{kg/m}^3} \quad \text{(E.160)}$$

$$= 63{,}932 \ \text{m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%

Volume tangki (Vt) = 1,2 × 63,932 $m^3$

= 76,71 $m^3$

Diameter dan tebal tangki :

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki Hs : Dt = 3 : 2

Volume silinder tangki

$$Vs = 1/4 \times \pi \times Dt^2 \times Hs \quad \text{(E.161)}$$

$$Vs = 1/4 \times 3{,}14 \times 4/1 \ Dt^3$$

$$= 3{,}14 \ Dt^3$$

Volume tutup tangki elipsoidal (Vh) dari persamaan Brownells & Young, 1959:

$$Vh = 1/24 \times \pi \times Dt^3 \quad \text{(E.162)}$$

$$= 1/24 \times 3{,}14 \times \ Dt^3$$

$$= 0{,}1308 \ Dt^3$$

Volume tangki (Vt)

$$Vt = Vs + Vh \quad \text{(E.163)}$$

$$76{,}71 \ m^3 = 3{,}14 \ Dt^3 + 0{,}1308 \ Dt^3$$

$$76{,}71 \ m^3 = 3{,}2708 \ Dt^3$$

Dt = 8,194 m

Tinggi silinder (Hs) :

Hs = 3/2 × Dt

Hs = 3/2 × 8,194 m

Hs = 12,29 m

Tinggi *head* (Hh) : (Hh : Dt = 1 : 4)

Hh = 1/4 × Dt

Hh = 1/4 × 8,194 m

Hh = 2,04 m

Tinggi total tangki (Ht) :

Ht = Hs + (2 × Hh)

Ht = 12,29 m + (2 × 2,04 m)

Ht = 16,38 m

Tinggi cairan dalam tangki (Hc) :

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{Vl \times Hs}{Vt} \quad \text{(E.164)}$$

$$= \frac{63{,}932\ m^3 \times 12{,}29\ m}{76{,}71\ m^3}$$

$$= 10{,}243\ m$$

$$P_{hidrostatis} = \rho \times g \times h \quad \text{(E.165)}$$

$$= 995{,}7200\ kg/m^3 \times 9{,}8\ m/s^2 \times 10{,}243\ m$$

$$= 99.951{,}76\ Pa/1.000$$

$$= 99{,}95\ kPa = 14{,}36\ Psi$$

Tekanan udara luar = 1 atm = 14,69 Psi

$P_{operasi}$ = 14,36 Psi + 14,69 Psi

= 29,02 Psi

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$P_{desain}$ = 1,05 × 29,02 Psi

= 30,078 Psi

*Join efficiency* dari Brownells & Young, 1959 = 0,8

*Allowable stress* (S) = 12.650 psi

Faktor korosi = 1/8 in/tahun = 0,0032 m

Tebal *shell* tangki :

$$ts = \frac{P_{desain} \times Dt}{(2 \times S \times E) - (1{,}2 \times P_{desain})} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad (E.166)$$

$$ts = \frac{30{,}078 \times 322{,}59 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \text{ Psi} \times 0{,}8) - (1{,}2 \times 30{,}078 \text{ Psi})}$$

$= 0{,}147$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,147 + 1/8 in

= 0,272 in

tebal tangki standart yang digunakan adalah 5/16 in (Tabel 5.6, Brownell & Young, 1959)

$$\text{Volume resin} = \frac{1/4 \text{ jam} \times 257.221{,}21 \text{ kg/jam}}{995{,}7200 \text{ kg/m}^3}$$

$= 64{,}581 \text{ m}^3$

## E.19 Pompa Penukar Anion (P-311)

Fungsi : Memompa air dari anion *exchanger* ke deaerator

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data :

Laju alir bahan masuk (F) = 257.221,21 kg/jam = 157,521 lb/s

Densitas (ρ) = 995,7200 kg/m$^3$ = 62,1608 lb/ft$^3$

Viskositas, μ = 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft.s

$$\text{Laju alir volumetrik (Q)} = \frac{F}{\rho} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad (E.167)$$

$$= \frac{157{,}521 \text{ lb/s}}{62{,}1608 \text{ lb/ft}^3}$$

$= 2{,}50 \text{ ft}^3/\text{s}$

Diameter Optimum

$$D_{opt} = 3{,}9\ (Q)^{0{,}45}\ (\rho)^{0{,}13} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad (E.168)$$

$$D_{opt} = 3{,}9\ (2{,}50 \text{ ft}^3/\text{s})^{0{,}45}\ (62{,}1608 \text{ lb/ft}^3\text{s})^{0{,}13}$$

= 9,69 in

Dari *Appendix* A.5.1, Geankoplis (1978) dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS Nominal = 10 in sch 40

Diameter dalam, ID = 10,02 in = 0,83 ft = 0,25 m

Diameter luar, OD = 10,75 in = 0,89 ft = 0,27 m

Luas penampang, A = 2,9513 $ft^2$

Kecepatan laju alir

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{……..……....….} \quad \text{(E.169)}$$

$$= \frac{2,50\ ft^3/s}{2,9513\ ft^2}$$

$$= 0,849\ ft/s$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{……..……..……....….} \quad \text{(E.170)}$$

$$= \frac{62,1608\ lbm/ft^3 \times 0,83\ ft \times 0,849\ ft/s}{0,0005\ lbm/ft.s}$$

= 82.531,10 > 4000 (Aliran Turbulen)

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 4,57\times10^{-5}$ m = 0,0000457 m (Geankoplis fig. 2.10-3, hal 88)

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0,0000457\ m}{0,25\ m} = 0,000179\ m$$

maka harga f dari Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997 = 0,0049

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0,55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)\frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{……....…....….} \quad \text{(E.171)}$$

$$= 0,55\ (1-0)\ \frac{(0,849\ ft/s)^2}{2 \times 32,174\ lbf.ft/lbm.s^2}$$

= 0,00617 lbf.ft/lbm

– 4 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = \Sigma Kf \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{……..……..……...….} \quad \text{(E.172)}$$

$$= 4\ (0{,}75)\ \frac{(0{,}849\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0336\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Friksi pada *valve*

$$\textit{Check valve}\ \ hf = \Sigma Kf\ (\frac{V2}{2\ gc}) \quad \text{……..……...….} \quad \text{(E.173)}$$

$$= (1 \text{ x } 2)\ \frac{(0{,}849\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0224\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Pipa lurus 32,81 ft

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{ID}\ \frac{V^2}{2gc} \quad \text{……..……..……...….} \quad \text{(E.174)}$$

$$= 4(0{,}0049)\ \frac{32{,}81\ \text{ft}\ (0{,}849\ \text{ft/s})^2}{0{,}3354\ \text{ft} \times 2 \times (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}00721\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)\ \frac{V^2}{2 \text{ x } a \text{ x } gc} \quad \text{……..……..……...….} \quad \text{(E.175)}$$

$$= \left(1–0\right)\ \frac{0{,}849\ \text{ft/s})^2}{2 \text{ x } 1 \text{ x } 32{,}174}$$

$$= 00{,}0112\ \text{lbf.ft/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F = h_c + h_f$ *elbow* $+ h_f$ *valve* $+ f_f + h_{ex}$

$= 0{,}00617 + 0{,}0336 + 0{,}0224 + 0{,}00721 + 0{,}0112$

$= 0{,}0807$ lbf.ft/lbm

Dari persamaan Bernouli

$$(\Delta Z \frac{g}{gc}) + (\frac{\Delta V^2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{……...……...….} \quad \text{(E.176)}$$

Dimana :

$P_1 = 1$ atm $= 2.116{,}2236$ lbf/ft$^2$

$P_2$ = 1,5 atm = 3.174,33 lbf/ft$^2$

$\Delta P$ = 1.058,11 lbf/ft$^2$

$\Delta Z$ = 22,96 ft

dV = 0,849 ft/s

Maka :

$$-Ws = \left(22{,}96 \times \frac{32{,}174}{32{,}174}\right) + 0{,}4245 + 16{,}848 + 0{,}08074$$

Ws = -6,6230 lbf.ft/lbm

Untuk nilai efisiensi pompa ($\eta$) diasumsikan, maka $\eta$ = 80 %

$W_p = -\eta \times W_s$ ……..……..……...…. (E.177)

= -0,80 × (-6,6230) lbf.ft/lbm

= 8,8306 ft/lbm

Daya pompa = m × $W_p$ ……..……..……..…. (E.178)

= 157,521 lb/s × 8,8306 lbf.ft/lbm

$$= 1.391{,}004 \text{ lbf.ft/s} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ ft.lbf/s}}$$

= 2,529 hp

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 2,529 hp x 0,7457 kW = 0,1886 kW

## E.20 Tangki Pelarutan NaOH (T-304)

Fungsi : Membuat larutan NaOH

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : *Carbon steel* SA-283 *Grade* C

Jumlah : 1 Unit

Kondisi operasi :

**1. Ukuran Tangki**

Laju massa NaOH = 105 kg/jam = 0,706 lb/s

Densitas NaOH = 2.130 kg/m$^3$ = 132,972 lb/ft$^3$

Kebutuhan perancangan = 30 hari

NaOH yang digunakan berupa larutan 30% (%berat)

Perhitungan:

$$\text{Kapasitas Penampungan} = \frac{0{,}076 \ \frac{\text{lb}}{\text{s}} \times 24 \text{ jam/hari} \times 30 \text{ hari} \times 3600 \text{ s}}{132{,}972 \text{ lb/ft}^3 \times 30\%} \quad \ldots\ldots \quad \text{(E.179)}$$

$$= 4.130 \text{ ft}^3$$

$$= 117 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan = 20%

Volume tangki, $V_t = 1{,}2 \times 4.130 \text{ ft}^3$

$$= 4.960 \text{ ft}^3$$

**2. Diameter dan Tebal Tangki**

Diameter dan tebal tangki dari persamaan Brownells & Young, 1959 :

$$V_s = \frac{\pi \times D_t^2 \times H_s}{4} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad \text{(E.180)}$$

Dimana :

$V_s$ = Volume silinder ($ft^3$)

$D_t$ = Diameter silinder (ft)

$H_s$ = Tinggi tangki silinder (ft)

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, $H_s : D_t = 2:1$

Maka :

$$V_s = \frac{\pi \times D_t^2 \times 2/1 \ D_t}{4} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad \text{(E.181)}$$

$$4.960 \text{ ft}^3 = \frac{(3{,}14) \times D_t^3}{2}$$

$$4.960 \text{ ft}^3 = 3{,}14 \times D_t^3$$

$D_t$ = 19,75 ft = 237,1 in

$H_s$ = 29,63 ft = 355,65 in

Tinggi cairan dalam tangki :

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume larutan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots \quad \text{(E.182)}$$

$$= \frac{4.130 \text{ ft}^3 \times 29{,}63 \text{ ft}}{4.960 \text{ ft}^3}$$

$$= 24{,}7 \text{ ft}$$

Tekanan hidrostatik

$$P_{hidrostatis} = \rho \times g \times h \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad \text{(E.183)}$$

$= 2.130 \text{ kg/m}^3 \times 9{,}8 \text{ m/s}^2 \times 9{,}03 \text{ m}$

$= 188.492 \text{ Pa}/1.000$

$= 188{,}492 \text{ kPa} = 27{,}33 \text{ Psi}$

Tekanan udara luar = 1 atm = 14,69 Psi

$P_{operasi}$ = 27,33 Psi + 14,69 Psi

= 42,02 Psi

Faktor kelonggaran = 5 %

Maka, $P_{design}$ = (100% + 5%) (42,02 Psi)

= 44,12 Psi

*Joint efficiency*dari Brownell & Young,1959 = 0,8

*Allowable stress* (S) = 12.650 Psi

Faktor korosi = 0,125 in = 0,0032 m

Tebal *shell* tangki:

$$t_s = \frac{P_{desain}.Dt}{2SE - 1{,}2P_{desain}} \quad \text{(E.184)}$$

$$= \frac{(44{,}12 \text{ Psi})(237{,}1019 \text{ in})}{2(12.650 \text{ Psi})(0{,}8) - 1{,}2(44{,}12 \text{ Psi})}$$

= 0,1809 in

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,1809 in + 1/8 in

= 0,305 in

Dari Brownells & Young, 1959 maka tebal tangki standart yang digunakan adalah 5/16 in

**3. Daya Pengaduk**

Jenis pengaduk : *flat* 6 *blade turbin impeller*

Jumlah baffle : 4 buah

Untuk turbin standar (McCabe, 1999), diperoleh:

Da/Dt = 1/3 ; Da = 1/3 x 19,75 ft = 6,68 ft

E/Dt = 1 ; E = 1 x 6,68 ft = 6,68 ft

L/Da = 1/4 ; L = 1/4 x 6,68 ft = 1,67 ft

W/Da = 1/5 ; W = 1/5 x 6,68 ft = 1,33 ft

J/Dt = 1/12 ; J = 1/12 x 1,19,75 ft = 1,67 ft

dengan :

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *baffle*

Kecepatan pengadukan, N = 1,2 rps

Viskositas NaOH = 0,012 lb/ft s

Bilangan Reynold,

$$Nre = \frac{\rho N (D_a)^2}{\mu} \quad \text{..……..…….} \quad \text{(E.185)}$$

$$= \frac{(132{,}912 \text{ lb/ft}^3)(1{,}2 \text{ rps})(6{,}68 \text{ ft})^2}{0{,}012 \text{ lb/ft s}}$$

$$= 59.426{,}21$$

$N_{Re}$ > 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan pada McCabe,1999 menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T . n^3 . D_a^5 \rho}{g_c} \quad \text{..……..…….} \quad \text{(E.186) Np}$$

$= K_T = 6{,}3$

$$P = \frac{6{,}3\ (1{,}2 \text{ rps})^3\ (6{,}68 \text{ ft})^5\ (132{,}912 \text{ lb/ft}^3)}{32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$$= 750{,}75 \text{ lbf.ft/s} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ lbf.ft/s}}$$

$$= 1{,}092 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{1{,}092 \text{ hp}}{0{,}8}$$

$$= 1{,}365 \text{ hp}$$

## E.21 Pompa Tangki Pelarutan NaOH (P-309)

Fungsi : Memompa larutan NaOH dari tangki pelarutan NaOH kation *exchanger*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data:

Laju massa NaOH = 105 kg/jam = 0,0643 lb/s

Densitas NaOH = 2.130 kg/m$^3$ = 132,972 lb/ft$^3$

Viskositas, $\mu$ = 0,0004302 lb/ft s

Laju alir volumetrik (Q) = $\frac{F}{\rho}$ ..……..…… (E.187)

$$= \frac{0{,}0643 \text{ lb/s}}{132{,}972 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0{,}00048 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3{,}9\ (Q)^{0,45}\ (\rho)^{0,13}$ ..……..…… (E.188)

$D_{opt} = 3{,}9\ (0{,}00048 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45}\ (132{,}912 \text{ lbm/ft}^3)^{0,13}$

$= 0{,}237$ in

Dari Appendiks A.5.1 Geankoplis (1978), dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifik:

NPS Nominal = 1/4 in sch 40

Diameter dalam, ID = 0,364 in = 0,0303 ft = 0,009 m

Diameter luar, OD = 0,54 in = 0,0449 ft = 0,0013 m

Luas penampang, A = 0,141 ft$^2$

Kecepatan laju alir

$V = \frac{Q}{A}$ ..……..…… (E.189)

$$= \frac{0{,}00048 \text{ ft}^3/\text{s}}{0{,}141 \text{ ft}^2}$$

$$= 0{,}00342 \text{ ft/s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{...} \quad \text{(E.190)}$$

$$= \frac{132{,}912 \text{ lbm/ft}^3\text{.s} \times 0{,}0303 \text{ ft} \times 0{,}00342 \text{ ft/s}}{0{,}008736 \text{ lbm/fts}}$$

$$= 32{,}16 < 2300 \text{ (aliran Laminar)}$$

$$f = \frac{16}{NRe} = \frac{16}{32{,}16} = 0{,}4975$$

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{...} \quad \text{(E.191)}$$

$$= 0{,}55\ (1 - 0)\ \frac{(0{,}00342 \text{ ft/s})^2}{2 \text{ x } 32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$$= 0{,}0000001 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– 2 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = n\ Kf \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{...} \quad \text{(E.192)}$$

$$= 2\ (0{,}75)\ \frac{(0{,}00342 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0000002 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Friksi pada *valve*

$$hf = n\ Kf\ \left(\frac{V^2}{2\ gc}\right) \quad \text{...} \quad \text{(E.193)}$$

$$= (1 \text{ x } 9)\ \frac{(0{,}00342 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0000016 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Pipa lurus 9,84 ft

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{V2}{2gc} \quad \text{...} \quad \text{(E.194)}$$

$$= 4(0{,}4975)\ \frac{9{,}84 \text{ ft } (0{,}00342 \text{ ft/s})^2}{0{,}0303 \text{ ft} \times 2 \times 32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$$= 0{,}0000035 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{.....} \quad (E.195)$$

$$= (1-0)^2 \frac{(0{,}00342\ \ ft/s)^2}{2\ (32{,}174\ lbf.ft/lbm.s^2)}$$

$$= 0{,}0000001\ lbf.ft/lbm$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F = h_c + h_f\ elbow + h_f\ valve + f_f + h_{ex}$

$= 0{,}0000001 + 0{,}0000002 + 0{,}000001 + 0{,}00000035 + 0{,}0000001$

$= 0{,}000005$ lbf.ft/lbm

Dari persamaan Bernouli

$$(\Delta Z \frac{g}{gc}) + (\frac{\Delta V2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{.....} \quad (E.196)$$

Dimana : $P_1$ = 1 atm = 2.116,2236 lbf/ft$^2$

$P_2$ = 1,25 atm = 2.645,27 lbf/ft$^2$

$\Delta P$ = 529,055 lbf/ft$^2$

$\Delta Z$ = 22,96 ft

$dV_1$ = 0,00342 ft/s

Maka :

$$-Ws = \left(22{,}96\ ft \times \frac{32{,}174\ ft/s^2}{32{,}174\ lbf.ft/lbm.s^2}\right) + 0{,}22 + 0{,}00342 + 0{,}000005$$

$$Ws = -\ 22{,}75\ lbf.ft/lbm$$

Untuk nilai η diasumsikan, maka η = 80%

$$W_p = -\eta \times W_s \quad \text{.....} \quad (E.197)$$

$$= -0{,}80 \times (-22{,}75)\ lbf.ft/lbm$$

$$= 30{,}34\ lbf.ft/lbm$$

Daya pompa = m × $W_p$ ..... (E.198)

$$= 0{,}0643\ \ lb/s \times\ 30{,}34\ lbf.ft/lbm$$

$$= 1{,}95\ lbf.ft/s\ x\ \frac{1\ hp}{550\ lbf.ft/s}$$

$$= 0{,}00354\ hp$$

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 0,00354 hp x 0,7457 kW = 0,00264 kW

**E.22 *Daerator* (DE-301)**

Fungsi : Mengikat gas-gas yang terlarut dalam air umpan ketel (umpan boiler)

Bentuk : Silinder horizontal dengan alas dan tutup elipsoidal

Bahan kontruksi : *Carbon steel* SA-283 *Grade* C

Jumlah : 1 Unit

Data :

Laju alir massa (F) = 257.221,21 kg/jam = 157,548 lb/s

Densitas air = 995,7200 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Direncanakan 1/4 volume tangki berisi resin

$$\text{Volume larutan (Vl)} = \frac{257.221{,}21 \ \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 1/4}{995{,}7200 \ \text{kg/m}^3} \quad \text{.....} \quad \text{(E.199)}$$

$= 64{,}6 \ m^3$

Faktor kelonggaran = 20%

Volume tangki (Vt) $= 1{,}2 \times 64{,}6 \ m^3$

$= 77{,}52 \ m^3$

Diameter dan tebal tangki :

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki Hs : Dt = 4 : 1

Volume silinder tangki

$Vs = 1/4 \times \pi \times Dt^2 \times Hs$ ..... (E.200)

$Vs = 1/4 \times 3{,}14 \times 4/1 \ Dt^3$

$= 3{,}14 \ Dt^3$

Volume tutup tangki ellipsoidal (Vh) dari persamaan Brownells & Young, 1959:

$Vh = 1/24 \times \pi \times Dt^3$ ..... (E.201)

$= 1/24 \times 3{,}14 \times \ Dt^3$

$= 0{,}1308 \ Dt^3$

Volume tangki (Vt)

$Vt = Vs + Vh$ ..... (E.202)

$77{,}52 \ m^3 = 3{,}14 \ Dt^3 + 0{,}1308 \ Dt^3$

Dt = 3,776 m

Tinggi silinder (Hs) :

Hs = 3/2 × Dt

Hs = 3/2 × 3,776 m

Hs = 5,66 m

Tinggi *head* (Hh) : (Hh : Dt = 1 : 4)

Hh = 1/4 × Dt

Hh = 1/4 × 3,776 m

Hh = 0,944 m

Tinggi total tangki (Ht) :

Ht = Hs + (2 × Hh)

Ht = 5,66 m + (2 × 0,944 m)

Ht = 7,55 m

Tinggi cairan dalam tangki (Hc) :

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{Vl \times Hs}{Vt} \quad \text{(E.203)}$$

$$= \frac{64{,}6\ m^3 \times 5{,}66\ m}{77{,}52\ m^3}$$

$$= 4{,}72\ m$$

$$P_{hidrostatis} = \rho \times g \times h \quad \text{(E.204)}$$

$$= 995{,}7200\ kg/m^3 \times 9{,}8\ m/s^2 \times 4{,}72\ m$$

$$= 46.059{,}75\ kg/m^2 = 65{,}51\ Psi$$

Tekanan udara luar = 1 atm = 14,69 Psi

$P_{operasi}$ = 65,51 Psi + 14,69 Psi

= 80,2 Psi

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$P_{desain}$ = 1,05 × 80,2 Psi

= 81,22 Psi

*Join efficiency* dari Brownells & Young, 1959 = 0,8

*Allowable stress* (S) = 12.650 Psi

Faktor korosi = 1/8 in/tahun = 0,0032 m

Tebal *shell* tangki :

$$ts = \frac{P_{desain} \times Dt}{(2 \times S \times E) - (1{,}2 \times P_{desain})} \quad \text{.....} \quad \text{(E.205)}$$

$$ts = \frac{81{,}22 \text{ Psi} \times 148 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \text{ Psi} \times 0{,}8) - (1{,}2 \times 81{,}22 \text{ Psi})}$$

$= 0{,}59$ in

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,59 in + 1/8 in

= 0,714 in

Dari Brownells & Young, 1959 maka tebal tangki standart yang digunakan 5/7 in

## E.23 Pompa *Daerator* (P-312)

Fungsi : Memompa air dari *daerator* ke *boiler*

Jenis : Pompa sentrifugal

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data:

Laju alir bahan masuk = 257.221,21 kg/jam = 157,521 lb/s

Densitas, $\rho$ = 995,7200 kg/m$^3$ = 62,1608 lbm/ft$^3$

Viskositas, $\mu$ = 0,8007 cp = 0,0005 lb/ft s

Laju alir volumetrik (Q) $= \frac{F}{\rho}$

$$= \frac{157{,}521 \text{ lb/s}}{62{,}1608 \text{ lb/ft}^3}$$

$= 2{,}508$ ft$^3$/s

Diameter Optimum

$$D_{opt} = 3{,}9 \, (Q)^{0{,}45} \, (\rho)^{0{,}13} \quad \text{.....} \quad \text{(E.206)}$$

$$D_{opt} = 3{,}9 \, (2{,}508 \text{ ft}^3\text{/s})^{0{,}45} \, (62{,}1608 \text{ lbm/ft}^3)^{0{,}13}$$

$= 10{,}104$ in

Dari Appendiks A.5.1 Geankoplis (1978), dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifik:

NPS Nominal = 12 in sch 30

Diameter dalam, ID = 12,09 in = 1,007 ft = 0,307 m

Diameter luar, OD = 12,75 in = 1,062 ft = 0,323 m

Luas penampang, A = 3,338 $ft^2$

Kecepatan laju alir

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{.....} \quad \text{(E.207)}$$

$$= \frac{2{,}508 \ ft^3/s}{3{,}338 \ ft^2}$$

$$= 0{,}751 \ ft/s$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{.....} \quad \text{(E.208)}$$

$$= \frac{62{,}1608 \ lbm/ft^3.s \times \ 1{,}007 \ ft \times 0{,}751 \ ft/s}{0{,}0005 \ lbm/fts}$$

= 88.044,70 > 4000 (aliran Turbulen)

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon$ = 4,57 × $10^{-5}$ m = 0,0000457 m

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}0000457}{0{,}307} = 0{,}00014$$

Maka harga f dari Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997 = 0,006

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2 \ gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.209)}$$

$$= 0{,}55 \ (1 - 0) \ \frac{(0{,}751 \ ft/s)^2}{2 \ x \ 32{,}174 \ lbf.ft/lbm.s^2}$$

= 0,0048 lbf.ft/lbm

– 2 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = n \ Kf \ \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.210)}$$

$$= 2 \ (0{,}75) \ \frac{(0{,}751 \ ft/s)^2}{2 \ (32{,}174 \ lbf.ft/lbm.s^2)}$$

= 0,0329 lbf.ft/lbm

– Friksi pada *valve*

$$hf = n\ Kf\ (\frac{V^2}{2\ gc}) \quad \text{.....} \quad \text{(E.211)}$$

$$= (1 \times 2)\ \frac{(0{,}751\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

= 0,0175 lbf.ft/lbm

– Pipa lurus 32,8083 ft

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{ID}\ \frac{V^2}{2gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.212)}$$

$$= 4\ (0{,}0055)\ \frac{32{,}8083\ \text{ft}\ (0{,}751\ \text{ft/s})^2}{1{,}007\ \text{ft} \times 2 \times (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

= 0,0069 lbf.ft/lbm

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2\ \frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.213)}$$

$$= (1-0)^2\ \frac{(0{,}751\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

= 0,0087 lbf.ft/lbm

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F = h_c + h_f$ *elbow* $+ h_f$ *valve* $+ f_f + h_{ex}$

= 0,0048 + 0,0329 + 0,0175 + 0,0069 + 0,0087

= 0,0709 lbf.ft/lbm

Dari persamaan Bernouli

$$(\Delta Z\frac{g}{gc}) + (\frac{\Delta V2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{.....} \quad \text{(E.214)}$$

Dimana : $P_1$ = 1 atm = 2.116,2236 lbf/ft$^2$

$P_2$ = 1,2 atm = 2.539 lbf/ft$^2$

$\Delta P$ = 423,244 lbf/ft$^2$

$\Delta Z$ = 32,8083 ft

dV = 0,751 ft/s

Maka :

$$-Ws = \left(32{,}8083 \times \frac{32{,}174}{32{,}174}\right) + 0{,}3755 + 6{,}739 + 0{,}0809$$

$Ws = -26{,}515$ lbf.ft/lbm

Untuk nilai η diasumsikan, maka η = 80%

$W_p = -\eta \times W_s$ ……..…….....……...…. (E.215)

$= -0{,}80 \times (-26{,}515)$ lbf.ft/lbm

$= 35{,}354$ lbf.ft/lbm

Daya pompa $= m \times W_p$ ……..…….....……...…. (E.216)

$= 157{,}521$ lb/s $\times$ 35,354 lbf.ft/lbm

$= 6.125{,}9$ lbf.ft/s x $\frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ lbf.ft/s}}$

$= 11{,}138$ hp

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 11,138 hp x 0,7457 kW = 8,309 kW

**24. Boiler atau Ketel Uap (KU-301)**

Fungsi : Menyediakan uap untuk keperluan proses

Jenis : Ketel pipa air (*water tube boiler*)

Jumlah : 1 unit

Bahan kontruksi : *Carbon steel*

Kondisi operasi : Uap yang digunakan bersuhu 400˚C dari steam table Reklaitis diperoleh kalor laten steam 992,6010 Btu/lb

Laju alir massa : 10.593,72 kg/jam = 23.355,23 lbm/jam

Perhitungan :

$$W = \frac{34{,}5 \times P \times 970{,}3}{H} \quad \text{.....(E.217)}$$

Dimana :

P : Daya boiler, hp

W : Kebutuhan uap, lb/jam

H : Kalor laten *steam*, Btu/lb

Maka :

$$P = \frac{23.355{,}23 \times 992{,}601}{34{,}5 \times 970{,}3} = 346{,}2612 \text{ hp}$$

Menghitung jumlah tube :

Luas permukaan perpindahan panas,

A = P × 10 $ft^2$/hp .....(E.218)

= 346,2612 hp × 10 $ft^2$/hp = 3.462,612 $ft^2$

Direncanakan menggunakan tube dengan spesifikasi :

Panjang tube, L = 30 ft

Diameter tube = 3 in

Luas permukaan pipa,a' = 0,917 $ft^2$/ft

Sehingga jumlah tube,

$$N = \frac{3.462,612 \ ft^2}{30 \ ft \times 0,917 ft^2/ft} = 125,8674 \text{ buah}$$

## E.26 Menara Pendingin Air / *Water Cooling Tower* (CT-301)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin bekas dari temperatur 60°C menjadi 30°C

Jenis : *Mechanical Draft Cooling Tower*

Bahan konstruksi : *Carbon Steel* SA–283 *Grade* C

Kondisi operasi :

Suhu air masuk menara ($T_1$) = 60°C = 140°F

Suhu air keluar menara ($T_2$) = 30°C = 86°F

Temperatur bola basah ($T_w$) = 69°F

Konsentrasi air = 1,375 gpm/$ft^2$

Laju massa air pendingin = 3.620.000 kg/jam = 456,52 lb/s

Densitas air = 995,7200 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Perhitungan :

Laju volumetrik air pendingin (Q) = $\frac{F}{\rho}$ …….....……...…. (E.219)

$$= \frac{3.620.000 \text{ kg/jam}}{995,7200 \text{ kg/m}^3}$$

= 3.635,71 $m^3$/jam

= 15.997,12 gpm

Luas menara, A = $\frac{Q}{\text{Konsentrasi air}}$ …….....……...…. (E.223)

$$= \frac{15.997{,}12 \text{ gpm}}{1{,}68 \text{ gpm/ft}^2}$$

$$= 9.522{,}10 \text{ ft}^2$$

Daya standar *tower performance* 90% dari Fig 12.15, Perry,1997 = 0,031 hp/ft$^2$

Daya untuk fan = 0,031 hp/ft$^2$ × 9.522,10 ft$^2$

= 295,18 hp

dipakai *fan* dengan daya 1 hp

Kecepatan rata-rata udara masuk = 4-6 ft/s

Kapasitas *fan* yang dipakai = 3,2 × $10^5$ ft$^3$/s

Densitas udara (75°F) = 0,0730 lb/ft$^3$ (Perry, 1999)

$$L = \frac{F}{A} \quad \text{…….....…….....….} \quad \text{(E.220)}$$

$$= \frac{456{,}52 \text{ lb/jam}}{9.522{,}10 \text{ ft}^2}$$

= 0,3464 lb/ft$^2$.jam

G = 6/5 ft/s x 0,3464 lb/ft$^3$

= 0,415 lb/ft$^2$.s

= 1.494 lb/ft$^2$.jam

$$\frac{L}{G} = \frac{0{,}3464 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}}{1.494 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}}$$

= 0,833

Pada temperatur bola basah 69°C diperoleh $H_1$ = 33,68 Btu/lb (Perry, 1999)

$$H_2 = H_1 + \frac{L}{G}(T_2 - T_1) \quad \text{…….....…….....….} \quad \text{(E.221)}$$

= 33,68 Btu/lb + 0,833 (140 – 86)$^o$F

= 274,358 btu/lb udara kering

Dari Gambar 17.12 Kern (1965) diperoleh:

Pada temperatur air masuk $T_2$ = 140 °F $H_2$' = 50 Btu/lb

Pada temperatur air keluar $T_1$ = 86 °F $H_1$' = 175,88 Btu/lb

*Log Mean Enthalpy Difference* :

Bagian atas menara : $H_2$' – $H_2$ = 50 – 274,358 = 224,35 Btu/lb

Bagian bawah menara : $H_1$' – $H_1$ = 175,88 – 33,68 = 175,8823 Btu/lb

*Log mean* (H' - H) $= \frac{224{,}35 \text{ Btu/lb} - 175{,}88 \text{ Btu/lb}}{3{,}2 \log(224{,}35 \text{ Btu/lb}/175{,}88 \text{ Btu/lb})}$

$= 1{,}6015$ Btu/lb

Tinggi *tower*, $Z = \frac{nd.L}{K.a}$ …….....……...…. (E.222)

$HDU = \frac{Z}{nd}$

Dimana:

L = *Liquit loading* (lb/ft$^2$.jam)

K × a = Koefisien perpindahan panas *overall* (lb/ft$^2$.jam (lb/lb))

Z = Tinggi *tower* (ft)

HDU = *Height of Diffusion Unit* (ft)

$Nd = \frac{K \times a.V}{L} = \frac{\Delta T}{H' - H}$

$= \frac{176 - 86}{16{,}015} = 9{,}801$

Untuk industri digunakan harga K x a = 100 lb/ft$^2$ jam (lb/lb)

Tinggi *tower*, $Z = \frac{Nd \times L}{K \times a}$

$= \frac{9{,}801 \times 255{,}458 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}}{100 \text{ lb/ft}^2 \text{ jam}}$

$= 25{,}034$ ft $= 7{,}6$ m

$HDU = \frac{Z}{Nd}$

$= \frac{25{,}034 \text{ ft}}{9{,}801}$

$= 2{,}55$ ft $= 0{,}778$ m

## E.26 Pompa *Water Cooling Tower* (P-313)

Fungsi : Memompa air dari tanki air pendingin ke *cooling tower*

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan kontruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Data :

Laju alir massa (F) = 237.000 kg/jam = 59.250 lb/jam = 145,138 lb/s

Densitas air = 995,7200 kg/jam = 62,1608 lb/ft$^3$

Viskositas air = 0,8007 cP = 0,0005 lb/ft.s

Perhitungan :

Laju alir volumetrik (Q) = $\frac{F}{\rho}$ …….....……..……....…. (E.223)

$$= \frac{145{,}138 \text{ lb/s}}{62{,}1608 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 2{,}311 \text{ ft}^3\text{/s}$$

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3{,}9(Q)^{0,45}(\rho)^{0,13}$ …….....……..…....…. (E.224)

$$= 3{,}9 \times (2{,}311 \text{ ft}^3\text{/s})^{0,45} \times (62{,}1608 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 9{,}34 \text{ in}$$

Dari Appendiks A.5.1, Geankoplis (1978) dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS nominal : 10 in sch 20

Diameter dalam, ID : 10,020 in = 0,834 ft = 0,254 m

Diameter luar, OD : 10,750 in = 0,895 ft = 0,273 m

Luas penampang, A : 2,814 ft$^2$

Kecepatan laju alir

$V = \frac{Q}{A}$ …….....…….……....…. (E.225)

$$= \frac{2{,}311 \text{ ft}^3\text{/s}}{2{,}814 \text{ ft}^2}$$

$$= 0{,}821 \text{ ft/s}$$

Bilangan Reynold,

$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$ …….....……....…. (E.226)

$$= \frac{62{,}1608 \text{ lb/ft}^3 \times 0{,}834 \text{ ft} \times 0{,}821 \text{ ft/s}}{0{,}0005 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 79.753{,}26 > 4000 \text{ (aliran Turbulen)}$$

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 4{,}57\times10^{-5}$ m $= 0{,}0000457$ m

$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}0000457 \text{ m}}{0{,}254 \text{ m}} = 0{,}000179$

Maka harga f dari Gambar 2.10-3, Geankoplis, 1997 = 0,00343

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55\left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right)\frac{V^2}{2\,gc} \quad \text{(E.227)}$$

$$= 0{,}55\,(1-0)\,\frac{(0{,}821 \text{ ft/s})^2}{2 \text{ x } 32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$= 0{,}0057$ lbf.ft/lbm

– 2 buah *elbow* standar (hf)

$$hf = n\,Kf\,\frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{(E.228)}$$

$$= 2\,(0{,}75)\,\frac{(0{,}821 \text{ ft/s})^2}{2\,(32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$= 0{,}0157$ lbf.ft/lbm

– Friksi pada *valve*

$$\textit{Check valve}\ hf = n\,Kf\left(\frac{V^2}{2\,gc}\right) \quad \text{(E.229)}$$

$$= (1 \text{ x } 2)\,\frac{(0{,}821 \text{ ft/s})^2}{2\,(32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$= 0{,}0977$ lbf.ft/lbm

– Pipa lurus 35,5 ft

$$F_f = 4f\,\frac{\Delta L}{ID}\,\frac{V^2}{2gc} \quad \text{(E.230)}$$

$$= 4(0{,}00343)\,\frac{35{,}5 \text{ ft } (0{,}821 \text{ ft/s})^2}{0{,}834 \text{ ft} \times 2 \times (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$= 0{,}0051$ lbf.ft/lbm

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{V^2}{2\,gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.231)}$$

$$= \left(1-0\right)^2 \frac{(0{,}821\ \text{ft/s})^2}{2\,(32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0104\ \text{lbf.ft/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$$\Sigma F = h_c + h_f\,\textit{elbow} + h_f\,\textit{valve} + f_f + h_{ex}$$

$$= 0{,}0057 + 0{,}0157 + 0{,}0209 + 0{,}0051 + 0{,}0104$$

$$= 0{,}058\ \text{lbf.ft/lbm}$$

Dari persamaan Bernouli

$$\left(\Delta Z \frac{g}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta V^2}{2\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{.....} \quad \text{(E.232)}$$

Dimana :

$P_1$ = 1 atm = 2.116,2236 lbf/ft$^2$

$P_2$ = 1,2 atm = 2.539,46 lbf/ft$^2$

$\Delta P$ = 423,244 lbf/ft$^2$

$\Delta Z$ = 16,404 ft

$dV_1$ = 0,821 ft/s

Maka :

$$-Ws = \left(16{,}404 \times \frac{32{,}174}{32{,}174}\right) + 0{,}4105 + 6{,}882 + 0{,}058$$

$$Ws = -10{,}133\ \text{lbf.ft/lbm}$$

Untuk nilai $\eta$ diasumsikan, maka $\eta$ = 80%

$$W_p = -\eta \times W_s \quad \text{.....} \quad \text{(E.233)}$$

$$= -0{,}80 \times -10{,}133\ \text{lbf.ft/lbm}$$

$$= 13{,}511\ \text{lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Daya pompa} = m \times W_p \quad \text{.....} \quad \text{(E.234)}$$

$$= 145{,}138\ \text{lb/s} \times 17{,}6427\ \text{lbf.ft/lbm}$$

$$= 2.157{,}1\ \text{lbf.ft/s} \times \frac{1\ \text{hp}}{550\ \text{lbf.ft/s}}$$

$$= 3{,}922\ \text{hp}$$

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 3,922 hp x 0,7457 kW = 2,925 kW

## E.27 Tangki Penampungan Air Domestik (T-302)

Fungsi : Menampung air dari menara air untuk keperluan domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan kontruksi : *Carbon steel* SA-283 *Grade* C

Jumlah : 1 unit

Volume tangki :

Laju massa (F) = 6.127,85 kg/jam = 3,752 lb/s

Densitas air (ρ) = 995,72 kg/$m^3$ = 62,1608 lb/$ft^3$

Viskositas (μ) = 0,0005 lb/ft.s

Tangki dirancang untuk kebutuhan selama 30 jam operasi

$$\text{Volume air (Va)} = \frac{6.127{,}85 \text{ kg/jam} \times 30 \text{ jam/hari} \times 1 \text{ hari}}{995{,}72 \text{ kg/m}^3 \; x \; 24 \; jam} \quad \text{……..……} \quad \text{(E.235)}$$

$$= 7{,}6154 \text{ m}^3$$

Faktor kelonggaran = 20%

Volume tangki (Vt) = 1,2 × 7,6154 $m^3$

= 9,138 $m^3$

Diameter dan tebal tangki dari persaaan Brownells & Young, 1959:

$$Vs = \frac{\pi \times Dt^2 \times Hs}{4} \quad \text{.....……..…..….} \quad \text{(E.236)}$$

Dimana :

Vs = Volume silinder ($ft^3$ )

Dt = Diameter silinder (ft)

Hs = Tinggi tangki silinder (ft)

Ditetapkan: Perbandingan tinggi tangki dengan diameter tangki Hs : Dt = 3 : 2

$$Vs = \frac{\pi \times Dt^2 \times (\frac{3}{2} Dt)}{4}$$

$$9{,}138 \text{ m}^3 = \frac{\frac{3}{2}(\pi \times Dt^3)}{4}$$

$$Dt^3 = 10{,}3479 \text{ m}^3$$

Dt = 2,179 m = 7,148 ft

Hs = 3,2687 m = 10,724 ft

Tebal *shell* dan tutup tangki :

$$\text{Tinggi cairan dalam tangki} = \frac{\text{Volume air x tinggi tangki}}{\text{volume silinder}} \quad \text{.....} \quad \text{(E.237)}$$

$$= \frac{7{,}6154\ \text{m}^3 \times 3{,}2678\ \text{m}}{9{,}1384\ \text{m}^3}$$

$$= 3{,}18\ \text{m}$$

$$P_{hidrostatis} = \rho \times g \times h \quad \text{.....} \quad \text{(E.238)}$$

$$= 995{,}72\ \text{kg/m}^3 \times 9{,}8\ \text{m/s}^2 \times 3{,}18\ \text{m}$$

$$= 30.735{,}639\ \text{kg.m/s}^2$$

$$= 4{,}45\ \text{Psi}$$

Tekanan udara luar = 1 atm = 14,69 Psi

$P_{operasi}$ = 14,69 Psi + 4,45 Psi

= 19,15 Psi

Faktor keamanan untuk tekanan = 5%

$P_{desain}$ = 1,05 × 19,15 Psi

= 20,11 Psi

*Join efficiency* (E) = 0,8

*Allowable stress* (S) = 12.650 Psi

Faktor korosi = 1/8 in/tahun = 0,0032 m

Tebal *shell* tangki :

$$t = \frac{P_{desain} \times Dt}{(2 \times S \times E) - (1{,}2 \times P_{desain})} \quad \text{.....} \quad \text{(E.239)}$$

$$t = \frac{20{,}11\ \text{Psi} \times 85{,}78\ \text{in}}{(2 \times 12.650\ \text{Psi} \times 0{,}8) - (1{,}2 \times 20{,}11\ \text{Psi})}$$

$$= 0{,}078\ \text{in}$$

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,078 in + 1/8 in

= 0,20 in

Dari Brownells & Young, 1959 maka tebal tangki standart yang digunakan 0,2 in.

## E.28 Tangki Pelarutan Kaporit [$Ca(ClO)_2$] (TB-305)

Fungsi : Tempat membuat larutan klorin untuk proses klorinasi air domestik

Bentuk : Silinder tegak dengan alas dan tutup datar

Bahan Konstruksi : *Carbon steel* SA-283 *Grade* C

Jumlah : 1 Unit

**1. Ukuran Tangki**

Kaporit yang digunakan = 2 ppm

Kaporit yang digunakan berupa larutan 70% (%berat)

Laju massa kaporit = 0,175 kg/jam

Densitas kaporit = 2350 kg/$m^3$ = 145,46 lb/$ft^3$ (Perry, 1999)

Kebutuhan perancangan = 30 hari

Perhitungan:

$$\text{Volume larutan, V1} = \frac{0{,}175\ \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 24\ \text{jam/hari} \times 30\ \text{hari} \times 3600\ \text{s}}{0{,}7 \times 2350\ \text{kg/m}^3} \quad \ldots\ldots\ldots \quad (E.237)$$

$$= 0{,}0827\ m^3$$

Faktor kelonggaran = 20%

Volume tangki, Vt = 1,2 x 0,0827 $m^3$

= 0,09929 $m^3$

**2. Diameter dan Tebal Tangki**

$$Vt = \frac{\pi \times Dt^2 \times Hs}{4} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad (E.238)$$

Dimana :

Vs = Volume silinder ($ft^3$)

Dt = Diameter silinder (ft)

Hs = Tinggi tangki silinder (ft)

Direncanakan perbandingan diameter dengan tinggi silinder tangki, Hs : Dt = 2:1

Maka,

$$Vt = \frac{\pi \times Dt^2 \times 2/1\ Dt}{4} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \quad (E.239)$$

$$0{,}09929\ m^3 = \frac{(3{,}14) \times \frac{2}{1} Dt^3}{4}$$

Dt = 1,050 m = 41,33 in

Hs = 1,575 m = 62 in

Tinggi cairan dalam tangki $= \frac{\text{Volume larutan} \times \text{tinggi silinder}}{\text{volume silinder}}$ ……..…. (E.240)

$= \frac{0{,}0827\ m^3 \times 1{,}575\ m}{0{,}0992\ m^3}$

= 1,312 m

P operasi = 1 atm = 14,69 Psi

Faktor kelonggaran = 5%

Maka, $P_{design}$ = (100% + 5%) (14,69)

= 15,43 Psi

*Joint efficiency* (E) = 0,8

*Allowable stress* (S) = 12.650 Psi

Faktor korosi = 0,125 in

Tebal *shell* tangki :

$t_s = \frac{P_{desain}.Dt}{2SE - 1{,}2P_{desain}}$ …...……...…….…. (E.242)

$= \frac{(15{,}43\ Psi)(41{,}33)}{2(12.650\ Psi)(0{,}8) - 1{,}2(15{,}43\ Psi)}$

= 0,0315 in

Faktor korosi = 1/8 in/tahun

Maka tebal *shell* yang dibutuhkan = 0,0315 + 1/8 in

= 0,16 in

Tebal *shell* standar yang digunakan adalah 0,2 in (Brownell & Young, 1959)

**3. Daya Pengaduk**

Jenis pengaduk : *flat* 6 *blade turbin impeller*

Jumlah *baffle* : 4 buah

Untuk turbin standar (Mc Cabe, 1999), diperoleh:

Da/Dt = 1/3 ; Da = 1/3 x 1,050 m = 0,3501 m = 1,148 ft

E/Dt = 1 ; E = 1/3 x 1,050 m = 0,3501 m

L/Da = 1/4 ; L = 1/4 x 0,3501 m = 0,0875 m

W/Da = 1/5 ; W = 1/5 x 0,3501 m = 0,07 m

J/Dt = 1/12 ; J = 1/12 x 1,050 m = 0,0875 m

dengan :

Dt = diameter tangki

Da = diameter *impeller*

E = tinggi turbin dari dasar tangki

L = panjang *blade* pada turbin

W = lebar *blade* pada turbin

J = lebar *baffle*

Kecepatan pengadukan, N = 1,5 rps

Viskositas kaporit = 0,000672 lb/ft s

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho N (D_a)^2}{\mu} \quad \text{.....} \quad \text{(E.243)}$$

$$= \frac{(145{,}46 \text{ lb/ft}^3)(1{,}5 \text{ rps})(1{,}148 \text{ ft})^2}{0{,}000672 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 642.945{,}4$$

$N_{Re}$ > 10.000, maka perhitungan dengan pengadukan menggunakan rumus:

$$P = \frac{K_T . n^3 . D_a^5 \rho}{g_c} \quad \text{.....} \quad \text{(E.244)}$$

$Np = K_T = 6{,}3$

$$P = \frac{6{,}3 (1{,}5 \text{ rps})^3 (1{,}148 \text{ ft})^5 (145{,}46 \text{ lb/ft}^3)}{32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$$= 8{,}168 \text{ lbf.ft/s} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ lbf.ft/s}}$$

$$= 0{,}0148 \text{ hp}$$

Efisiensi motor penggerak = 80%

$$\text{Daya motor penggerak} = \frac{0{,}0148 \text{ hp}}{0{,}8}$$

$$= 0{,}0185 \text{ hp}$$

## E.29 Pompa Pelarutan Kaporit (P-314)

Fungsi : Memompa larutan kaporit dari tangki pelarutan proses

klorinasi.

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan kontruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Data :

Laju massa kaporit = 0,175 kg/jam = 0,000107 lb/s

Densitas kaporit = 2.350 kg/$m^3$ = 145,46 lb/$ft^3$

Viskositas air = 0,000147 lb/ft.s

Perhitungan :

Laju alir volumetrik (Q) $= \frac{F}{\rho}$ ..…..…..…. (E.245)

$= \frac{0{,}000107 \ \text{lb/s}}{145{,}46 \ \text{lb/ft}^3}$

$= 0{,}000000736 \ \text{ft}^3/\text{s}$

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3{,}9(Q)^{0{,}45}(\rho)^{0{,}13}$ (Timmerhaus, 2004)

$= 3{,}9 \times (0{,}000000736 \ \text{ft}^3/\text{s})^{0{,}45} \times (145{,}46 \ \text{lb/ft}^3)^{0{,}13}$

$= 0{,}0129$ in

Dari Appendiks A.5.1, Geankoplis (1978), dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS nominal : 1/8 in sch 40

Diameter dalam, ID : 0,269 in = 0,0224 ft = 0,0068 m

Diameter luar, OD : 0,405 in = 0,0337 ft = 0,0103 m

Luas penampang, A : 0,00040 $ft^2$

Kecepatan laju alir

$V = \frac{Q}{A}$ ..…..…..…. (E.246)

$= \frac{0{,}000000736 \ \text{ft}^3/\text{s}}{0{,}00040 \ \text{ft}^2}$

$= 0{,}00184$ ft/s

Bilangan Reynold,

$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu}$ ..…... (E.247)

$$= \frac{145{,}46 \text{ lb/ft}^3 \times 0{,}0224 \text{ ft} \times 0{,}00184 \text{ ft/s}}{0{,}000147 \text{ lb/ft.s}}$$

$= 16{,}28 < 2.100$ (laminar)

f $= \frac{16}{NRe} = \frac{16}{16{,}28} = 0{,}982$ (Pers.2.10-7, Geankoplis)

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2\ gc}$ ..…….……..…..…. (E.248)

$= 0{,}55\ (1 - 0)\ \frac{(0{,}00184 \text{ ft/s})^2}{2 \text{ x } 32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}$

$= 0{,}00000002$ lbf.ft/lbm

– 2 buah *elbow* standar (hf)

Kf = 0,75 (tabel 2.10-1 Geankoplis)

$hf = n\ Kf \frac{V^2}{2 \times gc}$ …….……..…..…. (E.249)

$= 2\ (0{,}75)\ \frac{(0{,}00184 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$

$= 0{,}000000079$ lbf.ft/lbm

– Friksi pada *valve*

*Check valve* = 1 kf = 2 (tabel 2.10-1, Geankoplis, 1993)

$hf = n\ Kf\ (\frac{V^2}{2\ gc})$ ..…….……..…..…. (E.250)

$= (1 \text{ x } 2)\ \frac{(0{,}00184 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$

$= 0{,}00000001$ lbf.ft/lbm

– Pipa lurus 49,21 ft

$F_f = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{V^2}{2gc}$ ..……...……..…..…. (E.251)

$= 4(0{,}982)\ \frac{49{,}21 \text{ ft } (0{,}00184 \text{ ft/s})^2}{0{,}0224 \text{ ft} \times 2 \times 32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}$

$= 0{,}0000101$ lbf.ft/lbm

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2 \frac{V^2}{2\,gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.252)}$$

$$= \left(1-0\right)^2 \frac{(0{,}00184\ ft/s)^2}{2\,(32{,}174\ lbf.ft/lbm.s^2)}$$

$$= 0{,}00000005\ lbf.ft/lbm$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$$\Sigma F = h_c + h_f\ elbow + h_f\ valve + f_f + h_{ex}$$

$$= 0{,}00000002 + 0{,}000000079 + 0{,}0000001 + 0{,}0000101 + 0{,}00000005$$

$$= 0{,}00001045\ lbf.ft/lbm$$

Dari persamaan Bernouli

$$\left(\Delta Z \frac{g}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta V^2}{2\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{.....} \quad \text{(E.253)}$$

Dimana :

$P_1$ = 1 atm = 2.116,2236 $lbf/ft^2$

$P_2$ = 1,25 atm = 2.645,276 $lbf/ft^2$

$\Delta P$ = 529,0551 $lbf/ft^2$

$\Delta Z$ = 49,2126 ft

$V_1 = V_2$

Maka :

$$-Ws = \left(49{,}2126 \times \frac{32{,}174}{32{,}174}\right) + 0{,}0000016 + 3{,}637 + 0{,}0000104$$

$$Ws = -45{,}57\ lbf.ft/lbm$$

Untuk nilai $\eta$ diasumsikan, maka $\eta$= 80%

$$W_p = -\eta \times W_s \quad \text{.....} \quad \text{(E.254)}$$

$$= -0{,}80 \times -45{,}57\ lbf.ft/lbm$$

$$= 56{,}97\ lbf.ft/lbm$$

Daya pompa $= m \times W_p$ ..... ..... (E.255)

$$= 0{,}000107\ lb/s \times 56{,}97\ lbf.ft/lbm$$

$$= 0{,}067155\ lbf.ft/s \times \frac{1\ hp}{550\ lbf.ft/s}$$

$$= 0{,}00001221\ hp$$

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 0,00001221 hp x 0,7457 kW = 0,00000911 kW

**E.30 Pompa Air Domestik (P-315)**

Fungsi : Memompa air dari tangki air untuk kebutuhan air domestik

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan kontruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Data :

Laju massa (F) = 6.127,85 kg/jam = 3,752 lb/s

Densitas air ($\rho$) = 995,72 kg/m$^3$ = 62,1608 lb/ft$^3$

Viskositas ($\mu$) = 0,0005 lb/ft.s

Perhitungan :

Laju alir volumetrik (Q) $= \frac{F}{\rho}$ ...…….……..…..…. (E.256)

$= \frac{3,752 \text{ lb/s}}{62,1608 \text{ lb/ft}^3}$

$= 0,0597 \text{ ft}^3/\text{s}$

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3,9(Q)^{0,45}(\rho)^{0,13}$ ..……..…..…. (E.257)

$= 3,9 \times (0,0597 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,1608 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$

$= 1,88$ in

Dari Appendiks A.5.1, Geankoplis (1978), dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS nominal : 2 in sch 40

Diameter dalam, ID : 2,047 in = 0,1722 ft = 0,0525 m

Diameter luar, OD : 2,380 in = 0,1983 ft = 0,0604 m

Luas penampang, A : 0,0513 ft$^2$

Kecepatan laju alir

$V = \frac{Q}{A}$ ...……..…. (E.258)

$$= \frac{0{,}0597 \ \text{ft}^3/\text{s}}{0{,}0513 \ \text{ft}^2}$$

$$= 1{,}164 \ \text{ft/s}$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{.....} \quad \text{(E.259)}$$

$$= \frac{62{,}1608 \ \text{lb/ft}^3 \times 0{,}1722 \ \text{ft} \times 1{,}164 \ \text{ft/s}}{0{,}0005 \ \text{lb/ft.s}}$$

$$= 22.105{,}82 > 4.000 \ \text{(turbulen)}$$

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 4{,}57\times10^{-5}$ m= 0,0000457 m

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}0000457 \ \text{m}}{0{,}0525 \ \text{m}} = 0{,}00087$$

maka nilai f = 0,00343

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2 \ gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.260)}$$

$$= 0{,}55 \ (1 - 0) \ \frac{(1{,}164 \ \text{ft/s})^2}{2 \times 32{,}174 \ \text{lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$$= 0{,}0115 \ \text{lbf.ft/lbm}$$

– 2 buah *elbow* standar (hf)

Kf = 0,75 (tabel 2.10-1 Geankoplis)

$$hf = n \ Kf \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.261)}$$

$$= 2 \ (0{,}75) \ \frac{(1{,}164 \ \text{ft/s})^2}{2 \ (32{,}174 \ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0316 \ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Friksi pada *valve*

*Check valve* = 1 kf = 2

$$hf = n \ Kf \left(\frac{V^2}{2 \ gc}\right) \quad \text{.....} \quad \text{(E.262)}$$

$$= (1 \text{ x } 2)\ \frac{(1{,}164 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0421 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Pipa lurus 35,5 ft

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{ID}\ \frac{V^2}{2gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.263)}$$

$$= 4(0{,}00343)\ \frac{32{,}8 \text{ ft } (1{,}164 \text{ ft/s})^2}{0{,}2557 \text{ ft} \times 2 \times 32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$$= 0{,}0094 \text{ lbf.ft/lbm}$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2\ \frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.264)}$$

$$= (1–0)^2\ \frac{(1{,}164 \text{ ft/s})^2}{2\ (32{,}174 \text{ lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0210 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$$\Sigma F = h_c + h_f \textit{ elbow} + h_f \textit{ valve} + f_f + h_{ex}$$

$$= 0{,}0115 + 0{,}0316 + 0{,}0421 + 0{,}0094 + 0{,}0210$$

$$= 0{,}1159 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Dari persamaan Bernouli

$$\left(\Delta Z \frac{g}{gc}\right) + \left(\frac{\Delta V^2}{2\alpha}\right) + \left(\frac{\Delta P}{\rho}\right) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{.....} \quad \text{(E.265)}$$

Dimana :

$P_1$ = 1 atm = 2.116,2236 lbf/ft$^2$

$P_2$ = 1,2 atm = 2.539,464 lbf/ft$^2$

$\Delta P$ = 423,2441 lbf/ft$^2$

$\Delta Z$ = 32,8 ft

$V_1 = V_2$

Maka :

$$-Ws = \left(32{,}8 \times \frac{32{,}174}{32{,}174}\right) + 0{,}6774 + 6{,}739 + 0{,}1159$$

$$Ws = -26{,}767 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Untuk nilai $\eta$ diasumsikan, maka $\eta$= 80%

$W_p = -\eta \times W_s$ ……..…. (E.266)

$= -0,80 \times (-26,767)$ lbf.ft/lbm

$= 35,689$ lbf.ft/lbm

Daya pompa $= m \times W_p$ ……..……..…. (E.267)

$= 3,752$ lb/s $\times$ 35,689 lbf.ft/lbm

$= 139,256$ lbf.ft/s x $\frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ lbf.ft/s}}$

$= 0,2678$ hp

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 0,2678 hp x 0,7457 kW = 0,1998 kW

## E.31 Pompa Limbah Cair (P-401)

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan kontruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Data :

Laju alir massa (F) = 7.906,45 kg/jam = 4,84 lb/s

Densitas air = 995,72 kg/jam = 62,1608 lb/ft$^3$

Viskositas air = 0,8007 cP = 0,0005 lb/ft.s

Perhitungan :

Laju alir volumetrik (Q) $= \frac{F}{\rho}$ ……..……..…. (E.268)

$= \frac{4,84 \text{ lb/s}}{62,1608 \text{ lb/ft}^3}$

$= 0,0577$ ft$^3$/s

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3,9(Q)^{0,45}(\rho)^{0,13}$ ……..…. (E.269)

$= 3,9 \times (0,0577 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,1608 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$

$= 1,85$ in

Dari Appendiks A.5.1, Geankoplis (1978), dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS nominal : 2 in sch 40

Diameter dalam, ID : 2,067 in = 0,172 ft = 0,052 m

Diameter luar, OD : 2,38 in = 0,198 ft = 0,060 m

Luas penampang, A : 0,622 $ft^2$

Kecepatan laju alir

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{.....} \quad \text{(E.270)}$$

$$= \frac{0{,}0577 \ ft^3/s}{0{,}622 \ ft^2}$$

$$= 0{,}0931 \ ft/s$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{.....} \quad \text{(E.271)}$$

$$= \frac{62{,}1608 \ lb/ft^3 \times 0{,}172 \ ft \times 0{,}0931 \ ft/s}{0{,}0005 \ lb/ft.s}$$

$$= 18.659{,}5 > 4.000 \text{ (turbulen)}$$

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 4{,}57 \times 10^{-5}$ m = 0,0000457 m

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}0000457 \ m}{0{,}052 \ m} = 0{,}0087$$

maka nilai f = 0,0034

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2 \ gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.272)}$$

$$= 0{,}55 \ (1 - 0) \ \frac{(0{,}0931 \ ft/s)^2}{2 \times 32{,}174 \ lbf.ft/lbm.s^2}$$

$$= 0{,}0074 \ lbf.ft/lbm$$

– 2 buah *elbow* standar (hf)

Kf = 0,75 (tabel 2.10-1 Geankoplis)

$$hf = n \ Kf \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.273)}$$

$$= 2 \ (0{,}75) \ \frac{(0{,}0931 \ ft/s)^2}{2 \ (32{,}174 \ lbf.ft/lbm.s^2)}$$

= 0,0202 lbf.ft/lbm

– Friksi pada *valve*

*Check valve* = 1 kf = 2 (tabel 2.10-1, Geankoplis, 1993)

$$hf = n\ Kf\ (\frac{V^2}{2\ gc}) \quad \text{……..…….……..….} \quad \text{(E.274)}$$

$$= (1 \times 2)\ \frac{(0{,}0931\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

= 0,0269 lbf.ft/lbm

– Pipa lurus 32,8 ft

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{ID}\ \frac{V^2}{2gc} \quad \text{……..…….……..….} \quad \text{(E.275)}$$

$$= 4(0{,}0034)\ \frac{32{,}8\ \text{ft}\ (0{,}0931\ \text{ft/s})^2}{0{,}172\ \text{ft} \times 2 \times 32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2}$$

= 0,006 lbf.ft/lbm

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2\ \frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{……..……..……..….} \quad \text{(E.276)}$$

$$= \left(1-0\right)^2\ \frac{(0{,}0931\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

= 0,0134 lbf.ft/lbm

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F$ = $h_c + h_f$ *elbow* + $h_f$ *valve* + $f_f + h_{ex}$

= 0,0074 + 0,0202 + 0,0269 + 0,006 + 0,0134

= 0,0741 lbf.ft/lbm

Dari persamaan Bernouli

$$(\Delta Z\frac{g}{gc}) + (\frac{\Delta V^2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{……....….} \quad \text{(E.277)}$$

Dimana :

$P_1$ = 1 atm = 2.116,2236 lbf/ft$^2$

$P_2$ = 1,2 atm = 2.539,464 lbf/ft$^2$

$\Delta P$ = 423,244 lbf/ft$^2$

$\Delta Z$ = 32,8 ft

$V_1 = V_2$

Maka :

$$-Ws = \left(32{,}8 \times \frac{32{,}174}{32{,}174}\right) + 0{,}04655 + 6{,}739 + 0{,}0741$$

$$Ws = -26{,}6088 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Untuk nilai η diasumsikan, maka η= 80%

$$W_p = -\eta \times W_s \quad \text{……..……..……..….} \quad \text{(E.278)}$$

$$= -0{,}80 \times -26{,}6088 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$= 35{,}478 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Daya pompa $= m \times W_p$ ……..…….…….…..…. (E.279)

$$= 3{,}626 \text{ lb/s} \times 35{,}478 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$= 128{,}643 \text{ lbf.ft/s x } \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ lbf.ft/s}}$$

$$= 0{,}2573 \text{ hp}$$

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 0,2573 hp x 0,7457 kW = 0,1019 kW

## E.32 Bak Penampungan (BP-401)

Fungsi : Menampung air buangan sementara dan menetralkan pH limbah

Bahan kontruksi : Beton kedap air

Jumlah : 1 unit

Waktu penampungan air buangan : 7 hari

Laju air buangan (Q) = 7.906,45 kg/jam

Densitas = 995,72 kg/$m^3$

Laju Volumetrik (F) $= \frac{Q}{\rho}$ ……..…. (E.280)

$$= \frac{7.906{,}45 \text{ kg/jam}}{995{,}72 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 7{,}94 \text{ m}^3\text{/jam}$$

Volume air buangan $= 7{,}94 \text{ m}^3\text{/jam} \times 7 \text{ hari} \times 24 \text{ jam/hari}$

$$= 845{,}72 \text{ m}^3$$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90% bagian

Volume bak $= \frac{845{,}72\ m^3}{90\%}$

$= 939{,}69\ m^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

Panjang bak = 2 × Lebar (L)

Tinggi bak = Lebar bak (L)

Maka,

Volume bak = P × L × T …….…. (E.281)

Volume bak = (2 × L) (L × L)

$939{,}69\ m^3 = 2L^3$

Lebar = 7,774 m

Sehingga :

Panjang bak = 15,548 m

Tinggi bak = 7,774 m

## E.33 Pompa Menuju Bak Sedimentasi (P-402)

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan kontruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Data :

Laju alir massa (F) = 7.906,45 kg/jam = 4,84 lb/s

Densitas air = 995,72 kg/jam = 62,1608 $lb/ft^3$

Viskositas air = 0,8007 cP = 0,0005 lb/ft.s

Perhitungan :

Laju alir volumetrik (Q) $= \frac{F}{\rho}$ ……..……..…. (E.282)

$= \frac{4{,}84\ lb/s}{62{,}1608\ lb/ft^3}$

$= 0{,}0577\ ft^3/s$

Diameter Optimum

$D_{opt} = 3{,}9(Q)^{0{,}45}(\rho)^{0{,}13}$ ……..…. (E.283)

$= 3{,}9 \times (0{,}0577\ ft^3/s)^{0{,}45} \times (62{,}1608\ lb/ft^3)^{0{,}13}$

= 1,85 in

Dari Appendiks A.5.1, Geankoplis (1978), dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS nominal : 2 in sch 40

Diameter dalam, ID : 2,067 in = 0,172 ft = 0,052 m

Diameter luar, OD : 2,38 in = 0,198 ft = 0,060 m

Luas penampang, A : 0,622 $ft^2$

Kecepatan laju alir

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{.....} \quad \text{(E.284)}$$

$$= \frac{0{,}0577 \ ft^3/s}{0{,}622 \ ft^2}$$

$$= 0{,}0931 \ ft/s$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{.....} \quad \text{(E.285)}$$

$$= \frac{62{,}1608 \ lb/ft^3 \times 0{,}172 \ ft \times 0{,}0931 \ ft/s}{0{,}0005 \ lb/ft.s}$$

= 18.659,5 > 4.000 (turbulen)

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon$ = $4{,}57 \times 10^{-5}$ m= 0,0000457 m

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}0000457 \ m}{0{,}052 \ m} = 0{,}0087$$

maka nilai f = 0,0034

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2 \ gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.286)}$$

$$= 0{,}55 \ (1 - 0) \ \frac{(0{,}0931 \ ft/s)^2}{2 \times 32{,}174 \ lbf.ft/lbm.s^2}$$

$$= 0{,}0074 \ lbf.ft/lbm$$

– 2 buah *elbow* standar (hf)

Kf = 0,75 (tabel 2.10-1 Geankoplis)

$$hf = n\ Kf \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{(E.287)}$$

$$= 2\ (0{,}75)\ \frac{(0{,}0931\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

= 0,0202 lbf.ft/lbm

– Friksi pada *valve*

*Check valve* = 1 kf = 2 (tabel 2.10-1, Geankoplis, 1993)

$$hf = n\ Kf\ (\frac{V^2}{2\ gc}) \quad \text{(E.288)}$$

$$= (1\ x\ 2)\ \frac{(0{,}0931\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

= 0,0269 lbf.ft/lbm

– Pipa lurus 32,8 ft

$$F_f = 4f \frac{\Delta L}{ID} \frac{V^2}{2gc} \quad \text{(E.289)}$$

$$= 4(0{,}0034)\ \frac{32{,}8\ \text{ft}\ (0{,}0931\ \text{ft/s})^2}{0{,}172\ \text{ft} \times 2 \times 32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2}$$

= 0,006 lbf.ft/lbm

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2\ \frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{(E.300)}$$

$$= (1–0)^2\ \frac{(0{,}0931\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

= 0,0134 lbf.ft/lbm

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$\Sigma F = h_c + h_f$ *elbow* $+ h_f$ *valve* $+ f_f + h_{ex}$

= 0,0074 + 0,0202 + 0,0269 + 0,006 + 0,0134

= 0,0741 lbf.ft/lbm

Dari persamaan Bernouli

$$(\Delta Z \frac{g}{gc}) + (\frac{\Delta V^2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{(E.301)}$$

Dimana :

$P_1$ = 1 atm = 2.116,2236 lbf/ft$^2$

$P_2$ = 1,2 atm = 2.539,464 lbf/ft$^2$

$\Delta P$ = 423,244 lbf/ft$^2$

$\Delta Z$ = 32,8 ft

$V_1 = V_2$

Maka :

$$-Ws = \left(32{,}8 \times \frac{32{,}174}{32{,}174}\right) + 0{,}04655 + 6{,}739 + 0{,}0741$$

Ws = -26,6088 lbf.ft/lbm

Untuk nilai η diasumsikan, maka η= 80%

$W_p = -\eta \times W_s$ ……..……..……..…. (E.302)

= -0,80 × -26,6088 lbf.ft/lbm

= 35,478 lbf.ft/lbm

Daya pompa = $m \times W_p$ ……..……..……..…. (E.303)

= 3,626 lb/s × 35,478 lbf.ft/lbm

$$= 128{,}643 \text{ lbf.ft/s} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ lbf.ft/s}}$$

= 0,2573 hp

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 0,2573 hp x 0,7457 kW = 0,1019 kW

## E.34 Bak Sedimentasi (BSA-402)

Fungsi : Menghilangkan padatan dengan cara pengendapan

Bahan kontruksi : Beton kedap air

Jumlah : 1 unit

Waktu penampungan air buangan : 2 hari

Laju air buangan (Q) = 7.906,45 kg/jam

Densitas = 995,72 kg/m$^3$

Laju Volumetrik (F) $= \frac{Q}{\rho}$ ……..…. (E.304)

$$= \frac{7.906{,}45 \text{ kg/jam}}{995{,}72 \text{ kg/m}^3}$$

$= 7{,}94\ m^3/jam$

Volume air buangan $= 7{,}94\ m^3/jam \times 2\ hari \times 24\ jam/hari$

$= 241{,}636\ m^3$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90% bagian

$$\text{Volume bak} = \frac{845{,}72\ m^3}{90\%}$$

$= 268{,}48\ m^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

Panjang bak $= 2 \times$ Lebar (L)

Tinggi bak = Lebar bak (L)

Maka,

Volume bak $= P \times L \times T$ …….…. (E.305)

Volume bak $= (2 \times L)\ (L \times L)$

$268{,}48\ m^3 = 2L^3$

Lebar = 5,12 m

Sehingga :

Panjang bak = 10,24 m

Tinggi bak = 5,12 m

Kecepatan terminal pengendapan Hukum *Stokes*

$$V = \frac{(\rho s - \rho) \times g \times Dp^2}{18\ \mu} \quad \text{……..……..…..….} \quad \text{(E.306)}$$

Dimana :

V = Kecepatan terminal pengendapan

ρs = Densitas $Na_2CO_3$ pada 30˚C = 1,987 $gr/cm^3$

ρ = Densitas air pada 30˚C = 0,9957 $gr/cm^3$

Dp = Diameter partikel = 0,002 cm

g = Percepatan gravitasi = 980 $cm/s^2$

μ = tang air pada 30˚C = 0,01 gr.cm.s

$$V = \frac{\left(1{,}987\ gr/cm^3 - 0{,}9957\ gr/cm^3\right) \times 980\ cm/s^2 \times (0{,}002\ cm)^2}{18\ (0{,}01\ gr.cm.s)}$$

= 0,0216 cm/s

Waktu pengendapan

$$W = \frac{H \times 100}{V \times 60} \quad \text{.....} \quad \text{(E.307)}$$

$$= \frac{5{,}12 \text{ m} \times 100 \text{ cm/m}}{0{,}0216 \frac{\text{cm}}{\text{s}} \times 60 \text{ menit}}$$

= 395,08 menit

= 6,5 jam

## E.35 Tangki Penetralan (BN-401)

Limbah pabrik yang terdiri dari bahan-bahan organik biasanya mempunyai pH = 5 (Hammer, 1986). Limbah pabrik yang terdiri dari bahan-bahan organik harus dinetralkan sampai pH = 6 (Kep. 42/MENLH/10/1998).

Bahan kontruksi : Beton kedap air

Jumlah : 1 unit

Waktu penampungan air buangan : 7 hari

Laju air buangan (Q) = 7.906,45 kg/jam

Densitas = 995,72 kg/$m^3$

$$\text{Laju Volumetrik (F)} = \frac{Q}{\rho} \quad \text{.....} \quad \text{(E.308)}$$

$$= \frac{7.906{,}45 \text{ kg/jam}}{995{,}72 \text{ kg/m}^3}$$

= 7,94 $m^3$/jam

Volume air buangan = 7,94 $m^3$/jam × 7 hari × 24 jam/hari

= 845,72 $m^3$

Direncanakan digunakan 1 buah bak penampungan dengan bak terisi 90% bagian

$$\text{Volume bak} = \frac{845{,}72 \text{ m}^3}{90\%}$$

= 939,69 $m^3$

Direncanakan ukuran bak sebagai berikut:

Panjang bak = 2 × Lebar (L)

Tinggi bak = Lebar bak (L)

Maka,

Volume bak = P × L × T ……..…. (E.309)

Volume bak = (2 × L) (L × L)

939,69 $m^3$ = $2L^3$

Lebar = 7,774 m

Sehingga :

Panjang bak = 15,548 m

Tinggi bak = 7,774 m

## E.36 Pompa Menuju Bak Aerasi (P-403)

Jenis : Pompa sentrifugal

Bahan kontruksi : *Commercial steel*

Jumlah : 2 unit (1 *standby*)

Data :

Laju alir massa (F) = 7.906,45 kg/jam = 4,84 lb/s

Densitas air = 995,72 kg/jam = 62,1608 lb/$ft^3$

Viskositas air = 0,8007 cP = 0,0005 lb/ft.s

Perhitungan :

Laju alir volumetrik (Q) $= \frac{F}{\rho}$ ……..……..…. (E.310)

$= \frac{4,84 \text{ lb/s}}{62,1608 \text{ lb/ft}^3}$

$= 0,0577 \text{ ft}^3/\text{s}$

Diameter Optimum

$D_{opt}$ $= 3,9(Q)^{0,45}(\rho)^{0,13}$ ……..…. (E.311)

$= 3,9 \times (0,0577 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,1608 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$

$= 1,85$ in

Dari Appendiks A.5.1, Geankoplis (1978), dipilih pipa *commercial steel* dengan spesifikasi:

NPS nominal : 2 in sch 40

Diameter dalam, ID : 2,067 in = 0,172 ft = 0,052 m

Diameter luar, OD : 2,38 in = 0,198 ft = 0,060 m

Luas penampang, A : 0,622 $ft^2$

Kecepatan laju alir

$$V = \frac{Q}{A} \quad \text{.....} \quad \text{(E.312)}$$

$$= \frac{0{,}0577 \ ft^3/s}{0{,}622 \ ft^2}$$

$$= 0{,}0931 \ ft/s$$

Bilangan Reynold,

$$N_{Re} = \frac{\rho \times ID \times V}{\mu} \quad \text{.....} \quad \text{(E.313)}$$

$$= \frac{62{,}1608 \ lb/ft^3 \times 0{,}172 \ ft \times 0{,}0931 \ ft/s}{0{,}0005 \ lb/ft.s}$$

$$= 18.659{,}5 > 4.000 \text{ (turbulen)}$$

Direncanakan bahan pipa *commercial steel*

$\varepsilon = 4{,}57 \times 10^{-5}$ m= 0,0000457 m

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0{,}0000457 \ m}{0{,}052 \ m} = 0{,}0087$$

maka nilai f = 0,0034

Menghitung Kehilangan Friksi

Kehilangan friksi pada *elbow* 90° dan *valve* :

– *sharp edge entrance* ($h_c$)

$$h_c = 0{,}55 \left(1 - \frac{A_2}{A_1}\right) \frac{V^2}{2 \ gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.314)}$$

$$= 0{,}55 \ (1 - 0) \ \frac{(0{,}0931 \ ft/s)^2}{2 \times 32{,}174 \ lbf.ft/lbm.s^2}$$

$$= 0{,}0074 \ lbf.ft/lbm$$

– 2 buah *elbow* standar (hf)

Kf = 0,75 (tabel 2.10-1 Geankoplis)

$$hf = n \ Kf \frac{V^2}{2 \times gc} \quad \text{.....} \quad \text{(E.315)}$$

$$= 2 \ (0{,}75) \ \frac{(0{,}0931 \ ft/s)^2}{2 \ (32{,}174 \ lbf.ft/lbm.s^2)}$$

$$= 0{,}0202 \ lbf.ft/lbm$$

– Friksi pada *valve*

*Check valve* = 1 kf = 2 (tabel 2.10-1, Geankoplis, 1993)

$$hf = n\ Kf\ (\frac{V^2}{2\ gc}) \quad \text{……..…….……..….} \quad \text{(E.316)}$$

$$= (1 \times 2)\ \frac{(0{,}0931\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0269\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Pipa lurus 32,8 ft

$$F_f = 4f\ \frac{\Delta L}{ID}\ \frac{V^2}{2gc} \quad \text{……..…….……..….} \quad \text{(E.317)}$$

$$= 4(0{,}0034)\ \frac{32{,}8\ \text{ft}\ (0{,}0931\ \text{ft/s})^2}{0{,}172\ \text{ft} \times 2 \times 32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2}$$

$$= 0{,}006\ \text{lbf.ft/lbm}$$

– Friksi karena ekspansi

$$h_{ex} = \left(1 - \frac{A_1}{A_2}\right)^2\ \frac{V^2}{2\ gc} \quad \text{……..……..……..….} \quad \text{(E.318)}$$

$$= \left(1-0\right)^2\ \frac{(0{,}0931\ \text{ft/s})^2}{2\ (32{,}174\ \text{lbf.ft/lbm.s}^2)}$$

$$= 0{,}0134\ \text{lbf.ft/lbm}$$

Sehingga total *friction loss* yang terjadi pada sistem perpipaan :

$$\Sigma F = h_c + h_f\ \textit{elbow} + h_f\ \textit{valve} + f_f + h_{ex}$$

$$= 0{,}0074 + 0{,}0202 + 0{,}0269 + 0{,}006 + 0{,}0134$$

$$= 0{,}0741\ \text{lbf.ft/lbm}$$

Dari persamaan Bernouli

$$(\Delta Z\frac{g}{gc}) + (\frac{\Delta V^2}{2\alpha}) + (\frac{\Delta P}{\rho}) + \Sigma F + Ws = 0 \quad \text{……....….} \quad \text{(E.319)}$$

Dimana :

$P_1$ = 1 atm = 2.116,2236 lbf/ft$^2$

$P_2$ = 1,2 atm = 2.539,464 lbf/ft$^2$

$\Delta P$ = 423,244 lbf/ft$^2$

$\Delta Z$ = 32,8 ft

$V_1 = V_2$

Maka :

$$-Ws = \left(32{,}8 \times \frac{32{,}174}{32{,}174}\right) + 0{,}04655 + 6{,}739 + 0{,}0741$$

$$Ws = -26{,}6088 \text{ lbf.ft/lbm}$$

Untuk nilai η diasumsikan, maka η= 80%

$$W_p = -\eta \times W_s \quad \text{(E.320)}$$

$$= -0{,}80 \times -26{,}6088 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$= 35{,}478 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$\text{Daya pompa} = m \times W_p \quad \text{(E.321)}$$

$$= 3{,}626 \text{ lb/s} \times 35{,}478 \text{ lbf.ft/lbm}$$

$$= 128{,}643 \text{ lbf.ft/s} \times \frac{1 \text{ hp}}{550 \text{ lbf.ft/s}}$$

$$= 0{,}2573 \text{ hp}$$

Dengan 1 hp = 0,7457 kW

Jadi diambil daya = 0,2573 hp x 0,7457 kW = 0,1019 kW

# LAMPIRAN F
# ANALISA EKONOMI

Beberapa asumsi yang digunakan dalam pra rancangan pabrik formaldehid dari metanol dan oksigen adalah sebagai berikut:

Kapasitas Produksi : 120.000 ton/tahun

Waktu Pabrik Beroperasi : 330 hari/tahun

Harga alat disesuaikan dengan nilai tukar dolar terhadap rupiah. Dimana US$1 = Rp16.387,30,- (http://kursdollarbankindonesia.net/12September2023).

## F.1 Modal pembelian Tanah dan Bangunan

### A. Biaya Tanah Lokasi Pabrik

1. Biaya tanah pada lokasi pabrik diperkirakan = Rp. 450.000,-/$m^2$
2. Luas tanah seluruhnya = 56.100 $m^2$
3. Harga tanah seluruhnya = 56.100 $m^2$ x Rp. 450.000,-/$m^2$
   = Rp 25.245.000.000,-

Biaya peralatan tanah diperkirakan 5% dari harga tanah seluruhnya:

4. Biaya peralatan tanah = 0,05 x Rp 25.245.000.000 ,-
   = Rp 1.262.250.000,-
5. Total biaya tanah = Rp 1.262.250.000,- + Rp 25.245.000.000 ,-
   = Rp 26.507.250.000,-

### B. Harga Bangunan

Bangunan yang digunkan dikelompokkan dalam berbagai harga dalam perincian sebagai berikut:

**Tabel F.1** Perincian Harga Bangunan dan Sarana Lainnya

| No. | Nama Bangunan | Luas ($m^2$) | Jumlah (Rp) |
|---|---|---|---|
| 1 | Area proses | 21.000 | 9.450.000.000 |
| 2 | Area produk | 1.500 | 675.000.000 |
| 3 | Bengkel | 500 | 225.000.000 |
| 4 | Area bahan baku | 800 | 360.000.000 |

| No. | Nama Bangunan | Luas ($m^2$) | Jumlah (Rp) |
|---|---|---|---|
| 5 | Pengolaha limbah | 500 | 225.000.000 |
| 6 | Laboratorium | 500 | 225.000.000 |
| 7 | Stasiun operator | 600 | 270.000.000 |
| 8 | Pengelolahan air | 1.500 | 675.000.000 |
| 9 | Ruangan boiler | 600 | 270.000.000 |
| 10 | Pembangkit listrik | 2.000 | 900.000.000 |
| 11 | Unit pemadam kebakaran | 1.200 | 540.000.000 |
| 12 | Perpustakaan | 1.500 | 675.000.000 |
| 13 | Kantin | 600 | 270.000.000 |
| 14 | Parkir | 700 | 315.000.000 |
| 15 | Perkantoran | 2.100 | 945.000.000 |
| 16 | Daerah evakuasi | 1.200 | 540.000.000 |
| 17 | Pos keamanan | 200 | 90.000.000 |
| 18 | Aula | 500 | 225.000.000 |
| 19 | Tempat Ibadah | 1.500 | 675.000.000 |
| 20 | Poliklinik | 900 | 405.000.000 |
| 21 | Perumahan karyawan | 15.500 | 6.975.000.000 |
| 22 | Taman | 700 | 315.000.000 |
| Total | | 56.100 | 25.245.000.000 |

## F.2 Harga Peralatan

Harga peralatan setiap saat akan berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa yang lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan Marshall and Swift Equipment Cost Index. Besarnya harga alat tahun sekarang dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\text{Harga alat sekarang} = \frac{\text{index harga alat tahun sekarang}}{\text{index harga alat tahun x}} \times \text{harga tahun x} \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots \text{LF.1}$$

## F.3 Penentuan Index Harga Peralatan

Penentuan harga peralatan untuk tahun 2026 dihitung berdasarkan *Marshall and Swift Equipment Cost Index.*

**Tabel F.2** *Marshall and Swift Equipment Cost Index* pada tahun 2013-2021

| No | Tahun | Indeks |
|---|---|---|
| 1 | 2013 | 567,30 |
| 2 | 2014 | 576,10 |
| 3 | 2015 | 556,80 |
| 4 | 2016 | 541,70 |
| 5 | 2017 | 567,50 |
| 6 | 2018 | 603,10 |
| 7 | 2019 | 607,50 |
| 8 | 2020 | 596,20 |
| 9 | 2021 | 708,80 |

(Sumber: Chemical Engineering Plant Cost Index, 2022).

Dengan metode Least Square (Peter & Timmerhaus Ed 4, hal 760-761) dapat dilakukan penaksiran index harga rata-rata pada akhir tahun 2026. Penyelesaian dengan Least Square menghasilkan persamaan:

y= a + b.x…….(LF.2)

Keterangan:

a = y, harga rata-rata y

$$b = \frac{(n)(\sum xy)-(\sum x)(\sum y)}{(n)(\sum x^2)-(\sum x)^2}$$

x = variabel tahun ke-x

**Tabel F.3** Penaksiran Indeks Harga Dengan Metode *Least Square*

| data | X | Y | $x^2$ | $y^2$ | xy |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 2013 | 1.846 | 4.052.169 | 3.407.716,00 | 3.715.998,00 |
| 2 | 2014 | 1.906,8 | 4.056.196 | 3.635.886,24 | 3.840.295,20 |
| 3 | 2015 | 1.960 | 4.060.225 | 3.841.600,00 | 3.949.400,00 |
| 4 | 2016 | 2.020,8 | 4.064.256 | 4.083.632,64 | 4.073.932,80 |
| 5 | 2017 | 2.081,6 | 4.068.289 | 4.333.058,56 | 4.198.587,20 |
| 6 | 2018 | 2.084,1 | 4.072.324 | 4.343.472,81 | 4.205.713,80 |
| 7 | 2019 | 2.144,9 | 4.076.361 | 4.600.596,01 | 4.330.553,10 |
| 8 | 2020 | 2.171,6 | 4.080.400 | 4.715.846,56 | 4.386.632,00 |
| 9 | 2021 | 2.214,8 | 4.084.441 | 4.905.339,04 | 4.476.110,80 |
| **Total** | **18.153** | **18.430,6** | **36.614.661** | **37.867.147,86** | **37.177.222,9** |

$\Sigma x$ = 18.153

n = 9

$\bar{x}$ = $\Sigma x/n$……...…(LF.3)

= 18.153/8

= 2.017

$\Sigma(x)^2$ = $18.153^2$

= 329.531.409

Persamaan 17.20, Peter and Timmerhaus Ed. 4:

$\Sigma(x-x)^2$ = $\Sigma x^2 - \Sigma \frac{x^2}{n}$……....(LF.4)

= $36.614.661 - \frac{329.531.409}{9}$

= 60

$\Sigma y$ = 18.430,6

$\bar{y}$ = $\Sigma \frac{y}{n}$…….

= 2.047,84

$\Sigma y^2$ = 37.867.147,86

$\Sigma xy$ = 37.177.222,9

Persamaan 17.20, Peter and Timmerhaus Ed. 4:

$\Sigma(x- \bar{x})\ (x - \bar{y})$ = $\Sigma xy - (\Sigma y)\ (\Sigma \frac{x}{n})$…….……....(LF.5)

= 37.177.222,9 – (18.430,6)( 2.017)

= 2.702,7

Nilai a = $\bar{y}$ = 2.047,84

b = $\frac{\Sigma(x-x)(y-y)}{\Sigma(x-x)^2}$…….....(LF.6)

= 45,05

Jadi, persamaannya:

$y = a + b\ (x - \bar{x})$

y = 2..047,84+ 45,05 (2026 – 2017)

Untuk x = 2026, maka

y = 2.453,25

Jadi, *cost index* pada tahun 2026 adalah 2.453,25

Data harga peralatan yang digunakan diambil dari Peter & Timmerhaus pada basis tahun 2021 dengan *cost index* sebesar 2.214,80 serta sumber lainnya dengan *index* yang telah disesuaikan.

### F.3.1 Contoh Perhitungan Harga Peralatan Proses

Harga untuk peralatan proses pada tahun 2026 adalah sebagai berikut:

1. Tangki Penyimpanan Produk Metanol (V-100)

   Tipe : Tangki silinder vertikal dengan flat bottoms and head thorispherical

   Kapasitas : 2.638,83 $m^3$

   Bahan konstruksi : Carbon steel SA-283 Grade C

   Tekanan : 1 atm

   Harga tahun 2014 : $ 200.000 (www.matche.com, 2022)

   Harga tahun 2030 : $ 147.600 × (2.453,25/2.214,80)

   : $ 443.064,74

   : Rp. 7.260.634.751,84

**Tabel F.4** Harga Peralatan Proses

| Nama alat | Jumlah | Harga Per Unit Tahun 2014 (US$) | Harga Per Unit Tahun 2026 (US$) | Total Harga (US$) |
|---|---|---|---|---|
| Tangki Penyimpanan Bahan Baku Metanol (V-101) | 2 | 200.000 | 443.064,74 | 7.260.634.751,84 |
| Tangki Penyimpanan Bahan Baku Oksigen (V-100) | 1 | 225.000 | 249.223,91 | 4.084.107.047,91 |
| Tangki Produk Formaldehid (V-102) | 5 | 270.000 | 1.495.343,48 | 24.504.642.287,47 |
| Pompa (P-100) | 2 | 18.000 | 39.875,83 | 653.457.127,67 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Pompa (P-101) | 2 | 17.400 | 38.546,63 | 631.675.223,41 |
| Pompa (P-102) | 2 | 17.400 | 38.546,63 | 631.675.223,41 |
| Vaporizer (Vap-101) | 1 | 28.000 | 31.014,53 | 508.244.432,63 |
| Heater (E-101) | 1 | 20.000 | 22.153,24 | 363.031.737,59 |
| Heater (E-102) | 1 | 50.000 | 55.383,09 | 907.579.343,98 |
| Heater (E-103) | 1 | 152.000 | 168.364,60 | 2.759.041.205,70 |
| Heater (E-104) | 1 | 19.000 | 21.045,57 | 344.880.150,71 |
| Heat Exchanger (HE-101) | 1 | 41.000 | 45.414,14 | 744.215.062,06 |
| Reaktor (PFR-100) | 1 | 750.000 | 830.746,38 | 13.613.690.159,70 |
| Cooler (C-101) | 1 | 31.000 | 34.337,52 | 562.699.193 |
| Cooler (C-102) | 1 | 73.200 | 81.080,85 | 1.328.696.159,59 |
| Cooler (C-103) | 1 | 38.600 | 42.755,75 | 700.651.253,55 |
| Kompressor (K-102) | 1 | 54.100 | 59.924,51 | 982.000.850,19 |
| Separator (S-001) | 1 | 80.500 | 89.166,78 | 1.461.202.743,81 |
| **Total** | **26** | **2.085.200** | **3.785.988,17** | **62.042.123.954,49** |

Harga total peralatan proses pada tahun 2026 adalah USD $ 3.785.988,17

= USD $ 3.785.988,17 x Rp16.387,30

= Rp 62.042.123.954,49

### F.3.2 Contoh Perhitungan Harga Peralatan Utilitas

Harga untuk peralatan utilitas pada tahun 2025 adalah sebagai berikut:

1. Pompa air sungai (P-201)

   Tipe : Pompa Sentrifugal

   Bahan : *commercial steel*

   Jumlah : 3 unit

   Harga tahun 2014 = $ 22.500

   Harga tahun 2025 = $ 22.500 × (2.453,25/2.214,80) × 3

   = $ 74.767,17

   = Rp. 1.225.232.114,37

Dengan cara yang sama maka harga untuk peralatan utilitas lain dapat dilihat pada Tabel F.5.

**Tabel F.5** Harga Peralatan Utilitas

| Nama Alat | Jumlah | harga per unit tahun 2014 (US$) | harga per unit tahun 2026(US$) | harga per unit tahun 2026 (Rp) |
|---|---|---|---|---|
| **Unit Pengolahan Air** | | | | |
| Pompa Air Sungai (P-301) | 3 | 22.500 | 74.767,17 | 1.225.232.114,37 |
| Bak Penampung Air (BP-301) | 1 | 20.000 | 22.153,24 | 363.031.737,59 |
| Pompa Bak Penampungan Air (P-302) | 3 | 22.500 | 74.767,17 | 1.225.232.114,37 |
| Tangki Pelarut $Al_2(SO_4)_3$ (TB-301) | 1 | 42.100 | 46.632,56 | 764.181.807,63 |
| Pompa Pelarut $Al_2(SO_4)_3$ (P-303) | 1 | 3000 | 3.322,99 | 54.454.760,64 |
| Tangki Pelarut $Na_2CO_3$ (TP-302) | 1 | 48.100 | 53.278,53 | 873.091.328,91 |
| Pompa Pelarut $Na_2CO_3$ (P-304) | 2 | 3000 | 6.645,97 | 108.909.521,28 |
| Clarifier (CF-301) | 1 | 247.100 | 273.703,24 | 4.485.257.117,95 |
| Pompa Clarifier (P-305) | 3 | 22.500 | 74.767,17 | 1.225.232.114,37 |
| Sand Filter (SF-301) | 1 | 152.500 | 168.918,43 | 2.768.116.999,14 |
| Pompa Keluaran Sand Filter (P-306) | 3 | 22.500 | 74.767,17 | 1.225.232.114,37 |
| Tangki Menara Air (T-301) | 4 | 43.800 | 194.062,35 | 3.180.158.021,31 |
| Pompa ke Cation Exchanger (P-107) | 3 | 22.500 | 74.767,17 | 1.225.232.114,37 |
| Cation Exchanger (CE-301) | 1 | 54.500 | 60.367,57 | 989.261.484,94 |
| Pompa Penukar Cation Exchanger (P-310) | 3 | 13.200 | 14.621,14 | 239.600.946,81 |
| Tangki Pelarut $H_2SO_4$ (T-303) | 1 | 141.000 | 156.180,32 | 2.559.373.750,02 |
| Pompa Pelarut $H_2SO_4$ ( (P-308) | 2 | 3.200 | 7.089,04 | 116.170.156,03 |

| Nama Alat | Jumlah | harga per unit tahun 2014 (US$) | harga per unit tahun 2026(US$) | harga per unit tahun 2026 (Rp) |
|---|---|---|---|---|
| Anion Exchanger (AE-301) | 1 | 54.500 | 60.367,57 | 989.261.484,94 |
| Tangki Pelarutan NaOH (TP-304) | 3 | 13.200 | 14.621,14 | 239.600.946,81 |
| Pompa Pelarut NaOH (P-309) | 1 | 67.400 | 74.656,41 | 1.223.416.955,69 |
| Pompa ke Tangki Air Sementara (P-111) | 2 | 2.500 | 2.769,15 | 45.378.967,20 |
| Tangki Tangki Air Sementara (T-302) | 1 | 54.700 | 60.589,10 | 992.891.802,31 |
| Pompa Masuk Deaerator (P-112) | 3 | 2.500 | 2.769,15 | 45.378.967,20 |
| Deaerator (DE-301) | 1 | 473.700 | 524.699,41 | 8.598.406.704,87 |
| Pompa Keluaran Deaerator (P-312) | 1 | 155.300 | 172.019,88 | 2.818.941.442,40 |
| Ketel Uap (KU-301) | 3 | 2.500 | 2.769,15 | 45.378.967,20 |
| Tangki Bahan Bakar (TBB-301) | 1 | 6.900 | 7.642,87 | 125.245.949,47 |
| Generator (GE-101) | 1 | 6.400 | 7.089,04 | 116.170.156,03 |
| Pompa Masuk WCT (P-313) | 2 | 2.500 | 5.538,31 | 90.757.934,40 |
| Water Cooling Tower (WCT-301) | 3 | 4.900 | 5.427,54 | 88.942.775,71 |
| **Total** | **57** | **1.731.000** | **2.321.769,98** | **38047.541.258,34** |
| **Unit Pengolahan Limbah** | | | | |
| Bak Penampungan (BP-401) | 1 | 11.500 | 12.738,11 | 208.743.249,12 |
| Tangki Sedimentasi Awal (TSA-401) | 1 | 18.500 | 20.491,74 | 335.804.357,27 |
| Bak Netralisasi (BN-402) | 1 | 10.000 | 11.076,62 | 181.515.868,80 |
| Pompa Sedimentasi (P-201) | 2 | 12.700 | 28.134,61 | 461.050.306,74 |
| Tangki Sedimentasi Akhir (TSA-402) | 1 | 20.000 | 22.153,24 | 363.031.737,59 |
| Pompa Limbah Cair | 2 | 3.200 | 7.089,04 | 116.170.156,03 |

| Nama Alat | Jumlah | harga per unit tahun 2014 (US$) | harga per unit tahun 2026(US$) | harga per unit tahun 2026 (Rp) |
|---|---|---|---|---|
| (P-401) | | | | |
| Total | 8 | 75.900 | 101.683,36 | 1.666.315.675,55 |

Jadi harga total peralatan utilitas pada tahun 2026 adalah US$ 2.423.453,34

= US$ 2.423.453,34 × Rp 16.387,30,-

= Rp 39.713.856.933,89

Total Biaya Peralatan (PEC) = Total Biaya peralatan Proses + Total Biaya Utilitas

= Rp 62.042.123.954,49 + Rp 39.713.856.933,89

= Rp 101.755.980.888,37

## F.4 Harga Biaya Utilitas

1. Kebutuhan Listrik

   Jenis bahan bakar = solar

   Harga / liter = Rp. 12.000 /liter

   (*Us energy infformation administration*)

   Kebutuhan = 102,2126 liter/jam

   = 102,2126 liter/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahun

   = 895.382,38 liter/tahun

   Harga / tahun = Rp 12.000 x 895.382,38 liter/tahun

   = Rp 10.744.588.512,00

2. Kebutuhan Bahan Bakar Boiler

   Jenis bahan bakar = solar

   Harga / liter = Rp. 12.000/liter

   Kebutuhan = 118,3927 liter/jam

   = 118,3927 liter/jam x 24 jam/hari x 330 hari/tahun

   = 1.037.120,05 liter/tahun

   Harga / tahun = Rp 12.000 x 1.037.120,05 liter/tahun

   = Rp 12,445.440.624

3. Harga Bahan Baku Utilitas

a. Alum, $Al_2(SO_4)_3$

| | | |
|---|---|---|
| Kebutuhan | = 194 kg/jam | |
| | = 194 kg/jam x 24 jam/hari 330 hari/tahun | |
| | = 1.699.440 kg/tahun | |
| Harga | = Rp 7.886,80,- | (www.matche.com) |
| Harga per tahun | =Rp. 7.886,80 x 1.699.440 kg/tahun | |
| | =Rp 13.403.143.392 tahun | |

b. kaustik Soda (NaOH)

| | | |
|---|---|---|
| Kebutuhan | = 1.150 kg/jam | |
| | = 1.150 kg/jam x 24 jam/hari 330 hari/tahun | |
| | = 10.074.000 kg/tahun | |
| Harga | = Rp 5.100,52,- | (www.matche.com) |
| Harga per tahun | =Rp 5.100,52,- x 10.074.000 kg/tahun | |
| | = Rp 51.382.638.480 | |

c. Soda Abu ($Na_2CO_3$)

| | | |
|---|---|---|
| Kebutuhan | = 105 kg/jam | |
| | = 105 kg/jam x 24 jam/hari 330 hari/tahun | |
| | = 919.800 kg/tahun | |
| Harga | = Rp 5.293,33,- | (www.matche.com) |
| Harga per tahun | =Rp 5.293,33,- x 919.800 kg/tahun | |
| | = Rp 4.868.804.382,12 | |

d. Kaporit

| | | |
|---|---|---|
| Kebutuhan | = 0,175 kg/jam | |
| | = 0,175 kg/jam x 24 jam/hari 330 hari/tahun | |
| | = 1.533 kg/tahun | |
| Harga | = Rp. 4.681,36,- | (www.matche.com) |
| Harga per tahun | = Rp. 4.681,36,- x 1.533 kg/tahun | |
| | = Rp 7.176.538,37 /tahun | |

e. $H_2SO_4$

Kebutuhan = 2,45 kg/jam
= 2,45 kg/jam x 24 jam/hari 330 hari/tahun
= 21.462 kg/tahun

Harga = Rp 39.000 (www.matche.com)

Harga per tahun = Rp 39.000 x 21.462 kg/tahun
= Rp 837.018.000,-

Jadi, total harga pembelian bahan baku per tahun adalah = Rp 377.018.694.243,56

## F.5 Harga Bahan Baku Proses

1. Formaldehid ($CH_2O$)

Kebutuhan = 14.305,46 Kg/jam
= 120.000.000 Kg/tahun

Harga bahan baku = Rp 30.000,- (Shell Chemicals Seraya (Pte) Ltd)

Pembelian tiap tahun = 120.000.000 Kg/tahun × Rp 30.000,-
= Rp 3.600.000.000.000,-

## F.6 Harga Katalis

1. Katalis = *Vanadium Pentaoxide*

Kebutuhan = 203,87625 Kg/ 5 tahun

Harga bahan baku = Rp 1.300,- BELUM

Pembelian tiap tahun = 203,87625 Kg 5/tahun × Rp 1.300,-
= Rp 53.007,83/tahun

Jadi, total harga pembelian bahan baku adalah = Rp 1.093.001.301.872,62 /tahun

## F.7 Biaya Karyawan

Biaya untuk gaji karyawan selama satu bulan dapat diperkirakan dan direncanakan seperti terlihat pada tabel F.6 berikut:

**Tabel F.6** Biaya gaji Karyawan

| No. | Golongan | Gaji/bulan (Rp) | Jumlah | Total |
|---|---|---|---|---|
| 1. | Dewan komisaris | 55.000.000 | 1 | 55.000.000 |
| 2. | Direktur Utama | 30. 000.000 | 1 | 30. 000.000 |
| 3. | Staf Ahli | 15. 000.000 | 2 | 30. 000.000 |
| 4. | Sekretaris | 5. 000.000 | 2 | 10.000.000 |
| 5. | Manajer Tenik dan Produksi | 13. 000.000 | 1 | 13.000.000 |
| 6. | Manajer Umum dan Keuangan | 13. 000.000 | 1 | 13.000.000 |
| 7. | Manajer Keuangan | 10. 000.000 | 1 | 10.000.000 |
| 8. | Kepala Bagian Teknik | 10. 000.000 | 1 | 10.000.000 |
| 9. | Kepala Bagian Pemasaran | 10. 000.000 | 1 | 10.000.000 |
| 10. | Kepala Bagian Umum | 10. 000.000 | 1 | 10.000.000 |
| 11. | Kepala Bagian Keuangan | 10. 000.000 | 1 | 10.000.000 |
| 12. | Kepala bagian Administrasi | 7. 000.000 | 1 | 7.000.000 |
| 13. | Kepala Bagian Produksi | 7.000.000 | 1 | 7.000.000 |
| 14. | Kepala Seksi Lab dan PP | 7.000.000 | 1 | 7.000.000 |
| 15. | Kepala Seksi Utilitas | 7.000.000 | 1 | 7.000.000 |
| 16. | Kepala Seksi Pemasaran | 7.000.000 | 1 | 7.000.000 |
| **17.** | Kepala Seksi Pembelian | 7.000.000 | 1 | 7.000.000 |
| **No.** | **Golongan** | **Gaji/bulan (Rp)** | **Jumlah** | **Total** |
| 18. | Kepala Seksi Keuangan | 7.000.000 | 1 | 7.000.000 |
| 19. | Kepala Seksi Personalia | 7.000.000 | 1 | 7.000.000 |
| 20. | Kepala Seksi Humas | 7.000.000 | 1 | 7.000.000 |
| 21. | Kepala Seksi K3 | 7.000.000 | 1 | 7.000.000 |
| 22. | Kepala Seksi Administrasi | 7.000.000 | 1 | 7.000.000 |
| 23. | Kepala Seksi Listrik dan Instrumentasi | 7.000.000 | 1 | 7.000.000 |
| 24. | Kepala Seksi Proses | 7.000.000 | 1 | 7.000.000 |
| 25. | Karyawan Proses/Produksi | 4,500,000 | 51 | 229.500.000 |
| 26. | Karyawan Listrik dan Instrumentasi | 4,500,000 | 16 | 72.000.000 |
| 27. | Karyawaann K3 | 4,500,000 | 19 | 85.500.000 |
| 28. | Karyawan Utilitas | 4,500,000 | 12 | 54.000.000 |
| 29. | Karyawan Umum dan Keuangan | 4.200.000 | 18 | 75.600.000 |

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| 30. | Karyawan Laboratorium dan Penelitian Pengembangan | 5.000.000 | 10 | 50.000.000 |
| 31. | Karyawan Tata Usaha | 4.800.000 | 8 | 30.400.000 |
| 32. | Karyawan Bengkel | 4.600.000 | 12 | 55.200.000 |
| 33. | Karyawan Gudang | 4.300.000 | 10 | 43.000.000 |
| 34. | Karyawan Peralatan | 4.600.000 | 10 | 46.000.000 |
| 35. | Karyawan Personalia | 4.300.000 | 9 | 34.400.000 |
| 36. | Karyawan Pembelian dan Pemasaran | 4.300.000 | 15 | 64.500,000 |
| 37. | Dokter | 6.000.000 | 2 | 12.000.000 |
| 38. | Perawat | 3.800.000 | 3 | 11.400.000 |
| 39. | Petugas Keamanan | 3.400.000 | 10 | 34.000.000 |
| 40. | Supir | 2.400.000 | 7 | 23.800.000 |
| 41. | Petugas Kebersihan | 3.400.000 | 15 | 51.000.000 |
| **Total** | | 373.350.000 | **253** | 1.989.500.000 |

Biaya gaji untuk karyawan selama satu bulan = Rp 1.989.500.000

Biaya gaji untuk karyawan selama satu tahun = Rp 1.989.500.000 × 12

= Rp 23.874.000.000,-

## F.8 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Investment*)

*Direct cost* atau biaya langsung adalah biaya yang diperlukan untuk pembangunan pabrik. Biaya ini meliputi:

1. Biaya Pemasangan Alat *(Equipment Installation Cost)*

   Pemasangan peralatan meliputi biaya pekerja, pondasi, penyangga, podium. Biaya kontruksi dan faktor lainyang berhubungan langsung dengan pemasangan peralatan. Meliputi pemasangan, pengecatan, dan isolasi peralatan.Besarnya biaya pemasangan sekitar 25-55% dari biaya peralatan, diambil sebesar 40% (Peters & Timmerhaus, 1991).

   Pemasangan = 40 % × PEC

   = 40 % × Rp 101.755.980.888,37,-

   = Rp 40.702.392.355,-

2. Biaya Instrumentasi dan Kontrol

Biaya total instrumentasi tergantung pada jumlah kontrol yang diperlukan dan sekitar 8–50% dari harga total peralatan. Diambil sebesar 20% (Peters & Timmerhaus. 1991).

Instrumentasi = 20% × PEC
= 20% × Rp 101.755.980.888,37,-
= Rp 20.351.196.178,-

3. Biaya Perpipaan *(Piping Cost)*

Meliputi biaya pekerja pembungkus pipa, *valve, fitting*, pipa penyangga dan lainnya yang termasuk dalam pemancangan lengkap semua pipa yang digunakan secara langsung dalam proses.Besarnya biaya perpipaan sekitar 10-80% dari biaya peralatan, diambil sebesar 50% (Peters&Timmerhaus. 1991).

Perpipaan = 50% ×PEC
= 50% × Rp 101.755.980.888,37,-
= Rp 50.877.990.444,-

4. Biaya Instalasi Listrik *(Electrical Installation)*

Biaya untuk intalasi listrik meliputi pekerja instalasi utama dan material untuk daya dan lampu dengan penerangan gedung termasuk biaya servis. Besarnya sekitar 10-40% dari total biaya peralatan, diambil sebesar 30%. (Peters & Timmerhaus. 1991).

Listrik = 30% × PEC
= 30% × Rp 101.755.980.888,37,-
= Rp 30.526.794.267,-

**Tabel F.7** Free On Board (FOB)

| | | |
|---|---|---|
| Harga Peralatan | **(PEC)** | Rp 101.755.980.888,37 |
| Pembelian Peralatan, instalasi | 40% | Rp 40.702.392.355 |
| Instrumentasi dan kontrol | 20% | Rp 20.351.196.178 |
| Perpipaaan | 50% | Rp 50.877.990.444 |
| Pelistrikan | 30% | Rp 30.526.794.267 |
| ***Free On Board* (FOB)** | | Rp 244.214.354.132 |

5. Biaya Pengadaan Alat *(Purchased Equipment Cost)*

Biaya pengadaan alat adalah biaya pembelian peralatan pabrik dari tempat pembelian sampai kelokasi pabrik. Biaya terdiri dari:

a. Biaya Angkutan (kapal) = 10% FOB
= 10% × Rp 244.214.354.132
= Rp 24.421.435.413

*Cost& Freight* (C&F) = Biaya angkutan kapal + FOB
= Rp 24.421.435.413 + Rp 244.214.354.132
= Rp 268.635.789.545

b. Asuransi pengangkutan = 1% C&F
= 1% × Rp 268.635.789.545
= Rp 2.686.357.895

CIF = C&F + Asuransi pengangkutan
= Rp 268.635.789.545 + Rp 2.686.357.895
= Rp 271.322.147.441

c. Transportasi kelokasi = 10% CIF
= 10% × Rp 271.322.147.441
= Rp 27.132.214.744

6. Biaya Bangunan *(Building Including Services)*

Biaya untuk bangunan termasuk servis terdiri biaya pekerja, material, dan persediaan yang terlibat dalam pemancangan semua gedung yang

berhubungan dengan pabrik. Besarnya sekitar 10-70% dari biaya total alat, diambil sebesar 45%.

Bangunan = 45% × PEC
= 45% × Rp Rp 101.755.980.888,37,-
= Rp 45.790.191.400

7. Pengembangan Lahan (*Yard Improvment*)

Biaya ini meliputi biaya untuk pagar, sekolah dasar, fasilitas olahraga, jalan raya, jalan alternatif, pertamanan, dan lainnya.Dalam industri kimia nilainya sekitar 10-20% dari total biaya peralatan diambil sebesar 15%. (Peters & Timmerhaus. 1991).

*Yard improvement* = 12% × PEC
= 12% × Rp 101.755.980.888,37,-
= Rp 12.210.717.707

8. Tanah *(land)*

Biaya pembelian tanah lokasi pabrik diperkirakan = Rp 350.000,-/$m^2$

Luas keseluruhan Tanah = 56.100 $m^2$

Harga tanah keseluruhan = 56.100 $m^2$ × Rp. 450.000,-/$m^2$
= Rp 25.245.000.000

Biaya perataan tanah 4-8 % dari harga tanah seluruhnya, diambil 4% maka:

Biaya perataan tanah = 8% × Rp25.245.000.000,-
= Rp 2.019.600.000

Total biaya tanah adalah = Rp25.245.000.000,- + Rp 2.019.600.000,-
= Rp 27.264.600.000

9. *Service facilities*

Biaya ini meliputi perawatan fasilitas-fasilitas yang ada didalam pabrik.Dalam industry kimia nilainya sekitar 40–90% daritotal pembelian alat diambil sebesar 50% (Peters & Timmerhaus. 1991).

*Service facilities* = 50% × PEC
= 50% × Rp 101.755.980.888,37,-
= Rp 50.877.990.444

## F.9 Penentuan Investasi Total (*Total Capital Invesment*)

### A. Total *Direct Cost* (DC)

| | | |
|---|---|---|
| 1. | *Cost of Insurance & Freight* (CIF) | = Rp 271.322.147.441 |
| 2. | Transportasi ke lokasi | = Rp 27.132.214.744 |
| 3. | Biaya Bangunan | = Rp 45.790.191.400 |
| 4. | *Yard Improvement* | = Rp 12.210.717.707 |
| 5. | Tanah | = Rp 27.264.600.000 |
| 6. | *Service facilities* | = Rp 50.877.990.444 + |
| 7. | ***Direct Cost (*DC)** | **= Rp 434.597.861.735** |

### B. *Indirect Cost* (IC)

*Indirect cost* atau biaya tidak langsung meliputi:

a. Biaya Teknik dan Supervise *(Engineering and Supervision Cost)*

Biaya untuk desain kontruksi dan teknik, gambar, akuntansi, kontruksi dan biaya teknik, travel, reproduksi, komunikasi, dan biaya kantor pusat. Besarnya sekitar 10-30% dari biaya langsung. Diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus,1991).

Teknik dan supervise = 30% × DC
= 30% × Rp 434.597.861.735
= Rp 130.379.358.521

b. Biaya Konstruksi *(Construction Cost)*

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 10-30% dari biaya langsung. Diambil sebesar 30% (Peters & Timmerhaus, 1991).

Konstruksi = 30% × DC
= 30 % × Rp 434.597.861.735
= Rp 130.379.358.521

c. Biaya Jasa Kontraktor *(Contractor's fee)*

Biaya ini bervariasi pada situasi yang berbeda-beda. Namun dapat diperkirakan sekitar 10-30% dari total *Direct cost*. Diambil sebesar 15% (Peters & Timmerhaus, 1991).

Biaya jasa kontraktor = 15% × DC
= 15% × Rp 434.597.861.735
= Rp 65.189.679.260

d. Biaya Tak Terduga *(Contingencies)*

Faktor biaya tak terduga biasanya dilibatkan dalam estimasi investasi modal untuk menjamin kejadian yang tak terduga. Seperti badai, banjir. perubahan harga, perubahan desain yang kecil, kesalahan dalam estimasi, dan biaya tak terduga lainnya. Biaya ini berkisar 5-15% dari total FCI. Diambil sebesar 15%. (Peters & Timmerhaus. 1991).

Biaya tak terduga = 15% × FCI

e. *Plant Start Up*

Sebelum pabrik beroperasi. Kemungkinan akan ada perubahan-perubahan yang bertujuan untuk mengoptimumkan kondisi desain. Perubahan itu meliputi material. Peralatan dan kerugian bila pabrik hanya beroperasi dengan kapasitas menurun. Biaya ini berkisar 0-12% dari modal tetap (Peters &Timmerhaus, 1991).

Biaya *start up* = 4% × FCI

| | | |
|---|---|---|
| Biaya Teknik dan Supervise | = Rp 130.379.358.521 | |
| Biaya Konstruksi | = Rp 130.379.358.521 | |
| Biaya jasa kontraktor | = Rp 65.189.679.260 | |
| Biaya Tak Terduga | = 10 % FCI | |
| *Plant Start Up* | = 5 % FCI | + |
| **Total *Indirect Cost* (IC)** | **= Rp 325.948.396.302 + 15 %FCI** | |

*Fixed Capital Invesment* (FCI)

FCI = *Direct Cost* + *Indirect Cost*

FCI = Rp 434.597.861.735 + (Rp 325.948.396.302 + 15 % FCI)

FCI – 15 % FCI = (Rp 434.597.861.735 + Rp 325.948.396.302)

85% FCI = 760.546.258.037/0,85

FCI = Rp 894.760.303.573

Sehingga dapat dihitung:

Biaya tak terduga = 10% × FCI = Rp 89.476.030.357

Biaya *startup* = 4% × FCI = Rp 35.790.412.143

*Indirect Cost* (IC) = Rp 125.266.442.500

## F.10 *Working Capital Invesment* (WCI)

*Working capital* untuk industri pabrik terdiri dari jumlah total uang yang diinvestasikan untuk (1) stok bahan baku dan persediaan. (2) stok produk akhir dalam proses yang sedang dibuat. (3) uang diterima (*accountreceivable*). (4) uang terbayar (*account payable*), dan (5) pajak terbayar (*taxes payable*). Perbandingan *working capital* terhadap *total capital investment* bervariasi untuk perusahaan yang berbeda, namun sebagian besar pabrik kimia menggunakan *working capital* awal sebesar 10–20% dari *total capital investment.* Diambil sebesar 15% (Peters & Timmerhaus. 1991).

WCI = 15% *Total Capital Invesment*

WCI = TCI – FCI

15%TCI = TCI – FCI

FCI = 85% TCI

TCI = (100/85) FCI

TCI = (100/85) × Rp 894.760.303.573

TCI = Rp 1.052.659.180.674

Sehingga, WCI = TCI – FCI

= Rp 1.052.659.180.674 – Rp 894.760.303.573

= Rp 157.898.877.101

Modal Investasi terbagi atas :

Modal sendiri (*equity*) = 60% TCI

= 60% x Rp1.052.659.180.674

= Rp 631.595.508.404

Modal Pinjaman (*Loan*) = 40% TCI

= 40% x Rp1.052.659.180.674

= Rp 421.063.672.270

**F.11 Penentuan Biaya Produksi *(Total Production Cost)***

a. Biaya Produksi Langsung (*Direction Production Cost*)

| | | |
|---|---|---|
| Bahan Baku (1 tahun) | (A) | = Rp 1.292.599.107.049 |
| Tenaga Kerja | (A-2) | = Rp 23.874.000.000,- |
| Pengawasan Langsung | 20% (A-2) | = Rp 4.774.800.000,- |
| *Maintenance*& Perbaikan | 7% FCI | = Rp 62.633.221.250 |
| Supply Pabrik | 15% FCI | = Rp 4.473.801.518 |
| Utilitas | | = Rp 377.018.694.244 |
| Laboratorium | 10% (A-2) | = Rp 1.909.920.000,- |
| Patent & Royalti | 3% TPC | = 0,03 TPC + |

**Total biaya produksi langsung (DPC)** **= Rp 1.767.283.544.060 + 0,03 TPC**

b. Biaya Tetap (*Fixed Charges*)

| | | |
|---|---|---|
| Depresiasi (peralatan, Gedung) | | = Rp 4.070.239.236 |
| Pajak | 2% FCI | = Rp 17.895.206.071 |
| Asuransi | 1% FCI | = Rp 8.947.603.036 |
| Bunga | 10% FCI | = Rp 89.476.030.357 + |
| **Total Biaya tetap (*Fixed Charges*)** | | **= Rp 120.389.078.700** |

c. Biaya *Plant overhead (Plant Overhead Cost)*

*Plant Overhead* (POC) 5% TPC

Total biaya pembuatan (*Manufacturing Cost*, MC) :

MC = FC + DPC + POC

MC = Rp 120.389.078.700 + Rp 1.767.283.544.060 + 0,03 TPC + 0,05 TPC

MC = Rp 120.389.078.700 + Rp 1.767.283.544.060 + 0.08 TPC

**MC = Rp 1.887.672.622.760,- + 0,08 TPC**

Biaya Pengeluaran umum (*General Expenses*)

| | |
|---|---|
| Biaya Administrasi | = 4% TPC |
| Biaya Distribusi dan Penjualan | = 10% TPC |
| Biaya R&D | = 5% TPC + |
| Biaya Pengeluaran Umum (GE) | = 19% TPC |

Total Biaya Produksi (TPC):

TPC = MC + GE

TPC = (Rp 1.887.672.622.760,- + 8% TPC) + 19%TPC

TPC = Rp 1.887.672.622.760,- + 27%TPC

0,73 TPC = Rp 1.887.672.622.760,-

TPC = Rp 2.585.852.907.891

Sehingga diperoleh:

Biaya Administrasi 4% TPC = Rp 103.434.116.316

| | | |
|---|---|---|
| Biaya Distribusi dan Penjualan | 10% TPC | = Rp 258.585.290.789 |
| Biaya R&D | 5% TPC | = Rp 129.292.645.395 + |
| Biaya Pengeluaran umum (GE) | | = Rp 491.312.052.499 |

| | |
|---|---|
| *Plant Overhead* (POC) 5% TPC | = 5% x Rp 2.585.852.907.891 |
| | = Rp 129.292.645.395 |
| Paten dan Royalti 3% TPC | = 3% x Rp 2.585.852.907.891 |
| | = Rp 77.575.587.237 |

## F.12 Analisa Ekonomi

Analisa ekonomi dilakukan dengan metode *discounted cash flow* yaitu *cash flow* yang nilainya diproyeksikan pada masa sekarang. Adapun asumsi yang dipakai adalah sebagai berikut:

1. Modal
   a). Modal sendiri = 60%
   b). Modal pinjaman = 40%
2. Bunga bank = 12-13 % (Bank Rakyat Indonesia, 2022)
3. Masa konstruksi 2 tahun
   Pembayaran modal pinjaman selama konstruksi pembayaran dilakukan dengan cara sebagai berikut:
   a). Pada awal masa konstruksi (tahun pertama) sebesar 100% dari modal pinjaman untuk keperluan pembelian tanah dan uang muka.
   b). Pada akhir tahun kedua masa konstruksi (tahun kedua) dibayarkan sisa modal pinjaman.
4. Umur pabrik diperkirakan sebesar 20 tahun dengan depresiasi sebesar 10% tahun ke -1. 20% tahun ke -2 sampai tahun ke -4 dan 30% tahun ke -5.
5. Kapasitas produksi :
   Tahun ke - 1 = 80%
   Tahun ke - 2 = 90%
   Tahun ke - 3 hingga ke - 18 = 100%
   Tahun ke - 19 = 90%

Tahun ke - 20 = 80%

6. Pajak pendapatan:

Rp 25.000.000 = 5%

Antara Rp 25.000.000 – Rp 50.000.000 = 10%

Antara Rp 50.000.000 – Rp 100.000.000 = 15%

Antara Rp 100.000.000 – Rp 200.000.000 = 20%

Lebih dari Rp 200.000.000 = 25%

**Investasi Pabrik:**

Investasi mula-mula (TCI) = Rp 1.052.659.180.674

Modal sendiri = Rp 631.595.508.404

Modal pinjaman = Rp 421.063.672.270

**Perhitungan biaya total produksi:**

Biaya produksi = TPC

= Rp 2.585.852.907.891

**Tabel F.7** Biaya Operasi Untuk Kapasitas 80%, 90% dan 100% Berdasarkan *Discounted Cash Flow*.

| No. | Kapasitas | Biaya operasi ( rupiah ) |
|---|---|---|
| 1. | 80% | 2.068.682.326.313 |
| 2. | 90% | 2.327.267.617.102 |
| 3. | 100% | 2.585.852.907.891 |

**Tabel F.8** Modal Pinjaman selama Masa Konstruksi

| **Masa Konstruki ke-** | **%** | **Modal pinjaman Biaya** | **Bunga (12%)** | **Jumlah** |
|---|---|---|---|---|
| 2 | 0% | 0 | | |
| 1 | 100% | Rp 2.585.852.907.891 | 279.272.114.052 | 2.606.539.731.154 |
| 0 | | | 312.784.767.739 | 312.784.767.739 |
| Modal Pinjaman Akhir Masa Konstruksi | | | | 2.919.324.498.893 |

**Tabel F.9** Modal Sendiri Selama Masa Konstruksi

| Masa Konstruki ke- | % | Modal Sendiri Biaya | Inflasi (3,55%) | Jumlah |
|---|---|---|---|---|
| 2 | 100% | 631.595.508.404 | 22.105.842.794 | 653.701.351.199 |
| 1 | 0% | 0 | 22.879.547.292 | 22.879.547.292 |
| 0 | | | 800.784.155 | 800.784.155 |
| Modal Sendiri Akhir Masa Konstruksi | | | | 677.381.682.646 |

Modal pinjaman akhir masa konstruksi = modal sendiri + modal pinjaman

= Rp 2.919.324.498.893 + 677.381.682.646

= Rp 3.596.706.181.538

**Perhitungan harga penjualan:**

Dari perhitungan yang telah dilakukan sebelumnya, maka untuk kapasitas 100% didapatkan harga penjualan:

Produk butanol = Rp 30.000

Total harga penjualan produk = harga jual produk x kapasitas produksi

= 30.000 x 120.000.000 kg

= Rp 3.600.000.000.000,- /Tahun

## F.13 Perhitungan Internal of Return (IRR)

*Internal rate of return* (IRR) adalah suatu tingkat bunga tertentu dimana seluruh penerimaan akan tepat menutup seluruh jumlah pengeluaran modal. Hasil data perhitungan *internal rate of return* (IRR) dapat dilihat pada tabel F.8.

$$\sum \frac{CF}{(1+i)^n} \qquad (F.2)$$

Keterangan:

n = tahun

CF = *cash flow* pada tahun ke –n

**Tabel F.10** *Trial* Laju Bunga (i)

| Tahun ke-n | Net Cash Flow (CF) | Present Value | I |
|---|---|---|---|
| | | **9,80 %** | **22,81%** |
| 1 | 612.558.494.501 | 557.885.696.267 | 498.801.764.165 |
| 2 | 688.619.526.409 | 571.182.184.539 | 456.604.472.945 |
| 3 | 764.680.558.317 | 577.660.974.069 | 412.877.570.850 |
| 4 | 764.680.558.317 | 526.102.890.773 | 336.203.093.375 |
| 5 | 764.680.558.317 | 479.146.530.759 | 273.767.644.394 |
| 6 | 764.680.558.317 | 436.381.175.554 | 222.926.928.973 |
| 7 | 764.680.558.317 | 397.432.764.621 | 181.527.717.679 |
| 8 | 764.680.558.317 | 361.960.623.517 | 147.816.652.019 |
| 9 | 764.680.558.317 | 329.654.484.077 | 120.365.985.391 |
| 10 | 764.680.558.317 | 300.231.770.562 | 98.013.114.498 |
| 11 | 764.680.558.317 | 273.435.128.016 | 79.811.340.243 |
| 12 | 764.680.558.317 | 249.030.171.235 | 64.989.772.684 |
| 13 | 764.680.558.317 | 226.803.434.641 | 52.920.681.957 |
| 14 | 764.680.558.317 | 206.560.505.137 | 43.092.912.364 |
| 15 | 764.680.558.317 | 188.124.321.619 | 35.090.233.672 |
| 16 | 764.680.558.317 | 171.333.626.246 | 28.573.712.744 |
| 17 | 764.680.558.317 | 156.041.553.958 | 23.267.358.878 |
| 18 | 764.680.558.317 | 142.114.347.867 | 18.946.434.928 |
| 19 | 688.619.526.409 | 116.556.063.443 | 13.893.357.196 |
| 20 | 612.558.494.501 | 94.427.994.145 | 10.063.657.526 |
| **Total** | | **6.362.066.241.046** | **3.119.554.406.482** |

Modal awal = Rp 3.589.969.662.795

Dari perhitungan diperoleh nilai i = 22,81% per tahun. Harga i yang diperoleh lebih besar dari harga i untuk pinjaman modal pada bank. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik layak untuk didirikan dengan kondisi tingkat bunga bank sebesar 12%.

## F.14 Perhitungan Laba Perusahaan

1. Laba Sebelum Pajak = Harga jual produk – biaya produksi (TPC)
   = Rp 3.600.000.000.000,- – Rp 2.585.852.907.891
   = Rp 1.014.147.092.109

   Pajak perusahaan = 25% dari sebelum pajak
   = 0,25 x Rp 1.014.147.092.109
   = Rp 253.536.773.027

2. Laba sesudah pajak = laba sebelum pajak – pajak perusahaan
   = Rp1.014.147.092.109 – Rp 253.536.773.027
   = Rp 760.610.319.082

## F.15 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time*)

Waktu pengembalian modal adalah angka yang menunjukkan berapa lama waktu pengembalian modal dengan membandingkan besar modal investasi dengan penghasilan bersih tiap tahun, untuk itu pabrik dianggap berproduksi pada kapasitas penuh tiap tahun untuk metode yang dipakai dengan cara interpolasi, sehingga :

$$POT = Y_1 + \left(\frac{Xo - X1}{X2 - X1}\right) \times (y_2 - y_1)$$

Ket : Y1 = Tahun ke NI (Misal tahun ke 2)

Y2 = Tahun Berikutnya (Next ke 3)

X0 = Total Investasi

X1 = Data Cumulative Cash Flow (Ke N)

X2 = Data Cumulative Cash Flow (Ke Next)

Maka diambil data tahun ke 2 dan 3

Dimana : Y1 = 2 Y2 = 3

X0 = 1.301.178.020.910

X1 = 1.052.659.180.674

X2 = 2.065.858.579.227

Maka POT yang didapat :

$$POT = 2 + \left(\frac{1.301.178.020.910 - 1.052.659.180.674}{2.065.858.579.227 - 1.052.659.180.674}\right) \text{ x } (3\text{-}2)$$

POT = 2,2 Tahun

Maka POT pada prarancangan Pabrik Formaldehid = 2,2 tahun

## F.16 Return On Invesment (ROI)

Return On Invesment adalah besaranya persentase pengembalian modal tiap tahun dari penghasilan bersih bertahun-tahun.

$$ROI = \frac{\text{Laba sesudah pajak}}{\text{Total modal Investasi}} \text{ x } 100\%$$

$$ROI = \frac{\text{Rp } 760.610.319.082}{\text{Rp } 1.052.659.180.674} \text{ x } 100\%$$

ROI = 72%

## F.18 Analisa Titik Impas (*Break Even Point*)

Analisa titik impas digunakan untuk mengetahui jumlah kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan.

**Tabel F.11** Biaya FC. VC. SVC dan S

| No | Keterangan | Jumlah (Rp) |
|---|---|---|
| 1 | **Biaya Tetap (FC)** | Rp 120.389.078.700 |
| 2 | **Biaya Variabel (VC)** | |
| | Bahan baku | Rp 1.292.599.107.049 |
| | Utilitas | Rp 377.018.694.244 |
| | Total | Rp 1.669.617.801.293 |
| 3 | **Biaya Semi Variabel (SVC)** | |
| | Gaji karyawan | Rp 23.874.000.000,00 |
| | Pengawasan | Rp 4.774.800.000,00 |
| | Pemeliharaan dan perbaikan | Rp 62.633.221.250 |
| | Operating supplies | Rp 4.473.801.518 |
| | Laboratorium | Rp 1.909.920.000 |

| | | |
|---|---|---|
| | Plant Over Head | Rp 129.292.645.395 |
| | Pengeluaran Umum | Rp 491.312.052.499 |
| | Total | Rp 718.270.440.662 |
| 4 | **Total Penjualan (S)** | Rp 3.600.000.000.000 |

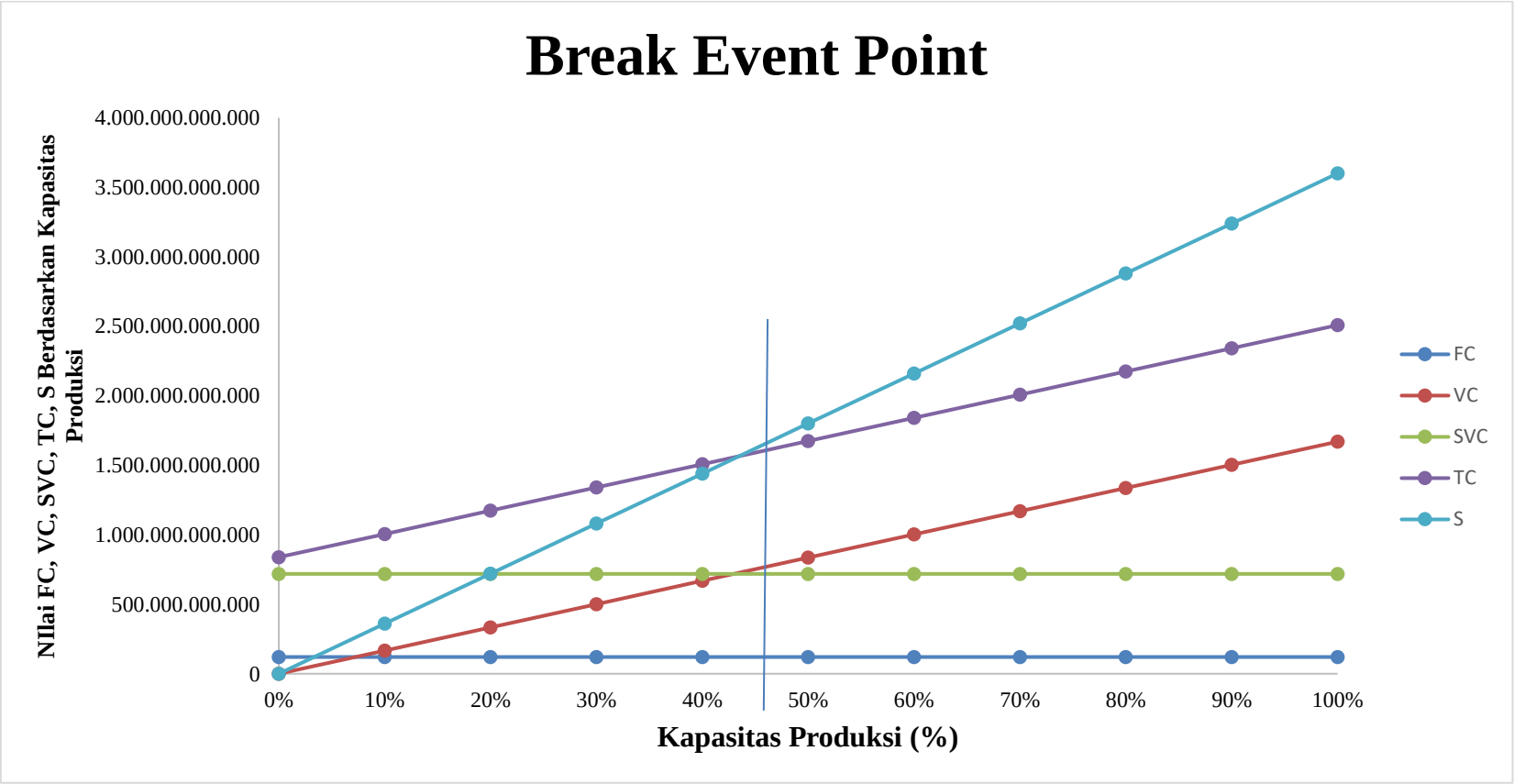
$$BEP = \frac{\text{Biaya tetap } + 0{,}3 + \text{Biaya semi variabel}}{\text{Total penjualan} - 0{,}7 \text{ x Biaya semi variabel} - \text{biaya variabel}} \text{ x } 100\%$$

$$= \frac{120.389.078.700 + 0{,}3 + 718.270.440.662}{3.600.000.000.000 - 0{,}7 \text{ x } 718.270.440.662 - 1.669.617.801.293} \text{ x } 100$$

$$= 46{,}21\%$$

**Tabel F.12** FC, VC, dan S Berdasarkan Kapasitas Produksi

| No. | Kapasitas Produksi | FC | VC | SVC | TC | S |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 0% | 120.389.078.700 | 0 | 718.270.440.662 | 838.659.519.362 | 0 |
| 2 | 10% | 120.389.078.700 | 166.961.780.129 | 718.270.440.662 | 1.005.621.299.491 | 360.000.000.000 |
| 3 | 20% | 120.389.078.700 | 333.923.560.259 | 718.270.440.662 | 1.172.583.079.620 | 720.000.000.000 |
| 4 | 30% | 120.389.078.700 | 500.885.340.388 | 718.270.440.662 | 1.339.544.859.750 | 1.080.000.000.000 |
| 5 | 40% | 120.389.078.700 | 667.847.120.517 | 718.270.440.662 | 1.506.506.639.879 | 1.440.000.000.000 |
| 6 | 50% | 120.389.078.700 | 834.808.900.646 | 718.270.440.662 | 1.673.468.420.008 | 1.800.000.000.000 |
| 7 | 60% | 120.389.078.700 | 1.001.770.680.776 | 718.270.440.662 | 1.840.430.200.137 | 2.160.000.000.000 |
| 8 | 70% | 120.389.078.700 | 1.168.732.460.905 | 718.270.440.662 | 2.007.391.980.267 | 2.520.000.000.000 |
| 9 | 80% | 120.389.078.700 | 1.335.694.241.034 | 718.270.440.662 | 2.174.353.760.396 | 2.880.000.000.000 |
| 10 | 90% | 120.389.078.700 | 1.502.656.021.163 | 718.270.440.662 | 2.341.315.540.525 | 3.240.000.000.000 |
| 11 | 100% | 120.389.078.700 | 1.669.617.801.293 | 718.270.440.662 | 2.508.277.320.654 | 3.600.000.000.000 |




**Gambar F.1** Grafik *Break Event Point (BEP)*