# PRARANCANGAN PABRIK KIMIA

# ALUMINIUM OKSIDA DARI BAUKSIT DAN NATRIUM HIDROKSIDA

## KAPASITAS 400.000 TON/TAHUN

**SKRIPSI**


**Disusun oleh:**

**Ananda Rizki Amalia** **121190050**

**Denys Rivo Priandana** **121190056**

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI**

**UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"**

**YOGYAKARTA**


**2025**

# HALAMAN PENGAJUAN

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA**

**ALUMINIUM OKSIDA DARI BAUKSIT DAN NATRIUM HIDROKSIDA**

**KAPASITAS 400.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

Diajukan kepada Program Studi S1 Teknik Kimia

Fakultas Teknik Industri

Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Yogyakarta

Guna melengkapi syarat-syarat

Untuk memperoleh gelar sarjana Teknik Kimia

Disusun oleh:


Ananda Rizki Amalia 121190050

Denys Rivo Priandana 121190056


**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA**

**JURUSAN TEKNIK KIMIA**

**FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI**

**UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"**

**YOGYAKARTA**

**2025**

**LEMBAR PENGESAHAN**

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA**

**ALUMINIUM OKSIDA DARI BAUKSIT DAN NATRIUM HIDROKSIDA**

**KAPASITAS 400.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

**Oleh:**


| | |
|---|---|
| **Ananda Rizki Amalia** | **121190050** |
| **Denys Rivo Priandana** | **121190056** |


Yogyakarta, Juli 2025

**Program Studi Teknik Kimia S1**

**Jurusan Teknik Kimia**

**Fakultas Teknik Industri**

**Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Yogyakarta**

**Disetujui untuk Ujian Pendadaran oleh:**

| Dosen Pembimbing I | Dosen Pembimbing II |
|---|---|
| Ir. R.R. Endang Sulistyawati, M.T. | Ir. Danang Jaya, M.T. |
| NIP 196010420 198903 2 001 | NIP 19610528 199203 1 001 |

# KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadirat Tuhan Yang Maha Esa atas Rahmat dan Hidayah-Nya sehingga Skripsi dengan judul "Prarancangan Pabrik Kimia Aluminium Oksida dari Bauksit dan Natrium Hidroksida Kapasitas 400.000 Ton/Tahun" ini dapat diselesaikan.

Prarancangan Pabrik Kimia merupakan tugas wajib bagi setiap mahasiswa sebagai syarat untuk memperoleh gelar sarjana pada Program Studi S1 Teknik Kimia, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Yogyakarta. Penyusunan tugas ini didasarkan atas hasil studi pustaka yang tersedia dan beberapa sumber seperti jurnal, data paten, dan materi akademik.

Dengan selesainya Skripsi ini, penyusun mengucapkan terima kasih kepada:

1. Dr. Adi Ilcham, S.T., M.T. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia
2. Ir. Endang Sulistyawati, ST, MT. dan Ir. Danang Jaya, M.T. selaku dosen pembimbing skripsi kami yang telah memberikan arahan serta bimbingan kepada kami.
3. Kedua orang tua atas segala doa dan dukungan baik materil maupun moril.
4. Semua dosen dan staf Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Yogyakarta.
5. Semua pihak yang telah membantu dalam proses penyusunan proposal skripsi.

Penyusun juga mengharapkan adanya saran dan kritik yang bersifat membangun untuk kesempurnaan penyusunan skripsi ini. Akhir kata penyusun mengharapkan semoga tugas akhir ini bermanfaat bagi penyusun pada khususnya, dan pembaca pada umumnya.

# DAFTAR ISI

**COVER** ..... **i**
**HALAMAN PENGAJUAN** ..... **ii**
**LEMBAR PENGESAHAN** ..... **iii**
**KATA PENGANTAR** ..... **iv**
**DAFTAR ISI** ..... **v**
**DAFTAR GAMBAR** ..... **vii**
**DAFTAR TABEL** ..... **viii**
**INTISARI** ..... **ix**
**CATATAN SIDANG PENDADARAN** ..... **x**
**BAB I PENDAHULUAN** ..... **1**
I.1 Latar Belakang ..... 1
I.2 Prospek Pasar ..... 2
I.3 Lokasi Pabrik ..... 5
I.4 Tinjauan Pustaka ..... 6
**BAB II DESKRIPSI PROSES** ..... **26**
II.1 Proses Pendahuluan ..... 26
II.2 Uraian Proses ..... 28
II.3 Diagram Alir Kuantitatif ..... 31
II.4 Diagram Alir Kualitatif ..... 32
II.5 Tata Letak ..... 33
**BAB III UTILITAS** ..... **36**
III.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air ..... 36
III.2 Unit Penyediaan *Dowtherm A* ..... 37
III.3 Unit Penyediaan Udara Tekan ..... 37
III.4 Unit Penyediaan Listrik ..... 37
III.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar ..... 38
**BAB IV MANAJEMEN PERUSAHAAN** ..... **41**
IV.1 Bentuk Usaha ..... 41
IV.2 Struktur Organisasi ..... 41
IV.3 Jadwal Kerja Karyawan ..... 42
IV.4 Jumlah Tenaga Kerja ..... 44

IV.5 Sistem Penggajian dan Jaminan Sosial ..... 44
**BAB V EVALUASI EKONOMI ..... 46**
V.1 Investasi Pabrik..... 46
V.2 Biaya Operasi..... 46
V.3 Analisa Kelayakan Ekonomi..... 47
**BAB VI KESIMPULAN ..... 50**
**DAFTAR PUSTAKA..... 51**
**LAMPIRAN..... 54**
**DAFTAR PUSTAKA**
**LAMPIRAN**

# DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Grafik Impor dan Ekspor Aluminium Oksida (2019-2024)..... 2
Gambar I.2 Peta Lokasi Pabrik Aluminium Oksida..... 5
Gambar II.1 Diagram Alir Kuantitatif..... 31
Gambar II.2 Diagram Alir Kualitatif..... 32
Gambar II.3 Tata Letak Pabrik (Skala 1:1000) ..... 34
Gambar II.4 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:550)..... 35
Gambar III.1 Unit Pengolahan Air dan Steam ..... 39
Gambar III.2 Pengelolaan *Dowtherm A* ..... 40
Gambar III.3 Pengelolaan Udara Tekan..... 40
Gambar IV.1 Struktur Organisasi Pabrik Alumina..... 42
Gambar V.1 Grafik BEP dan SDP..... 48

# DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Data Impor-Ekspor Aluminium Oksida di Indonesia ..... 2
Tabel I.2 Pabrik aluminium oksida di Dunia ..... 3
Tabel I.3 Data Perhitungan Ekonomi Proses *Sinter* ..... 8
Tabel I.4 Data Perhitungan Ekonomi Proses *Bayer* ..... 9
Tabel I.5. Matriks Pemilihan Proses ..... 9
Tabel I.6 Harga $\Delta G_f^\circ$ dan $\Delta H_f^\circ$ masing-masing komponen pada 298K ..... 10
Tabel I.7Nilai Cp masing-masing komponen ..... 10
Tabel I.8 Nilai Cp komponen NaOH dan $H_2O$ ..... 10
Tabel III.1 Kebutuhan Air *Start-Up* ..... 36
Tabel III.2 Kebutuhan Air *Make-Up* ..... 36
Tabel III.3 Kebutuhan Listrik ..... 37
Tabel IV.1 Pembagian Jadwal Kerja Karyawan *Shift* ..... 43
Tabel IV.2 Jumlah Tenaga Kerja Pabrik Alumina ..... 44
Tabel V.1 Analisis Kelayakan Ekonomi ..... 49

# INTISARI

*Pabrik Alumina dirancang dengan kapasitas 400.000 ton/tahun, menggunakan bahan baku Bauksit dan Natrium Hidroksida (NaOH). Pabrik dirancang akan didirikan di Kab. Tayan, Kalimantan Barat. Bahan baku bauksit diperoleh dari PT. Antam Tbk, Kab. Tayan, Kalimantan Barat dan Natrium Hidroksida (NaOH) diperoleh dari PT. Asahimas Chemical Tbk, Cilegon. Pabrik dirancang beroperasi secara kontinyu selama 330 hari dalam setahun, dengan proses produksi selama 24 jam/hari dan luas tanah yang diperlukan 4,8 ha. Perusahaan akan didirikan dengan badan hukum Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah karyawan 152 orang.*

*Alumina tipe Smelter Grade dibuat dengan proses Bayer yang terdiri dari tiga tahap yaitu: tahap digestion, precipitation, dan calcination. Tahap digestion, bauksit direaksikan dengan NaOH di dalam reaktor alir tangki berpengaduk, pada suhu 140 °C dan tekanan 4 atm. Suhu reaktor dijaga tetap dengan menggunakan Dowtherm A sebagai media pendingin. Hasil keluaran dari reaktor digestion diumpankan ke Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01), diperoleh keluaran cake berupa red mud dalam bentuk slurry yang tidak ikut bereaksi pada reaktor digestion yang kemudian dialirkan ke UPL. Keluaran filrat RDVF-01 berupa $NaAlO_2$ masuk ke tahap precipitation yang bereaksi dengan $H_2O$ membentuk kristal Alumina Trihidrat ($Al_2O_3.3H_2O$), proses ini berlangsung di dalam Reaktor Precipitator pada suhu 60 °C dan tekanan 1 atm, suhu reaktor dijaga tetap dengan menggunakan media pemanas Dowtherm A. Keluaran dari reaktor precipitation diumpankan ke Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-02), diperoleh keluaran filtrat berupa campuran NaOH yang diumpankan menuju Evaporator (EV-01) untuk dipekatkan menjadi NaOH 48% dan di recycle kembali menuju reaktor digestion. Keluaran cake (RDVF-02) berupa $Al_2O_3.3H_2O$ menuju tahap calcination dengan diumpankan menuju Rotary Kiln (RK-01). Proses kalsinasi berjalan pada suhu 1000 °C dan tekanan 1 atm. Terjadi serangkaian tahap dan reaksi dekomposisi $Al_2O_3.3H_2O$ pada setiap zona rotary kiln hingga menjadi padatan Alumina ($Al_2O_3$). Hasil keluaran (RK-01) diumpankan ke rotary cooler (RC-01) untuk diturunkan suhu padatannya menjadi 50 °C dan disimpan sementara dalam silo sebelum dikemas. Utilitas terdiri dari air start-up sebanyak 243.265,528 kg/jam dan air make-up sebanyak 109.186,631 kg/jam yang diolah dari air Sungai Kapuas. Kebutuhan Dowtherm A sebanyak 169.238,662 kg/jam. Kebutuhan bahan bakar fuel oil sebanyak 132,811 kg/jam, kebutuhan bahan bakar solar sebanyak 19.311,320 kg/tahun, dan kebutuhan bahan bakar LNG sebanyak 1.218,74 kg/jam yang diperoleh dari PT. Pertamina (Persero). Daya listrik terpasang sebesar 3.465 kW disuplai dari PLN dengan cadangan 1 unit generator dengan daya 3.465 kW. Kebutuhan udara tekan sebanyak 38,4 $m^3$/jam untuk memenuhi kebutuhan instrumentasi.*

*Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik membutuhkan Fixed Capital Investment sebesar $100.771.214 dan Rp402.298.218.816 dan Working Capital sebesar Rp3.297.526.991.958. Analisa ekonomi pabrik alumina ini menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 56,51% dan ROI setelah pajak sebesar 46,61%. Nilai POT sebelum pajak adalah 1,74 tahun dan POT sesudah pajak adalah 1,99 tahun. BEP sebesar 41,24% kapasitas produksi dan SDP sebesar 24,85% kapasitas produksi. DCFR sebesar 27,99%. Berdasarkan hasil analisa ekonomi tersebut, maka pabrik alumina layak untuk dikaji lebih lanjut.*

*Kata Kunci : Alumina, NaOH, Bauksit, Reaktor Alir Tangki Berpengaduk*

**CATATAN SIDANG PENDADARAN**

| | | |
|---|---|---|
| Nama | : Ananda Rizki Amalia | 121190050/TK |
| Pembimbing | : Ir. R.R. Endang Sulistyawati, M.T. | |
| | Ir. Danang Jaya, M.T. | |
| Penguji | : Prof. Ir. Mahreni, M.T., Ph.D. | |
| | Retno Dwi Nyamiati, M.T. | |
| Hari, Tanggal | : Jum'at, 18 Juli 2025, pukul 09:10 - 10:40 WIB | |

**PERTANYAAN:**

1. Mengapa dilipih lokasi di Tayan, Kalimantan Barat? Apa yang menjadi faktor pendirian pabrik di lokasi tersebut?

   Jawab:

   a. Penyediaan Bahan Baku

      Lokasi pendirian pabrik di daerah Tayan, Kalimantan Barat dekat dengan penyuplai bahan baku utama pembuatan alumina yaitu bauksit dari PT. Antam,tbk. Dimana bahan baku tersebut dibutuhkan dalam jumlah yang besar yaitu kurang lebih 100.000 kg/jam yang merupakan kuantitas yang sangat banyak sehingga pemilihan lokasi dekat dengan penyuplai utama bahan baku merupakan pertimbangan yang sangat besar.

   b. Sarana Transportasi

      Sarana transportasi untuk penyediaan NaOH padat dari PT. Asahimas Chemical dilakukan dengan jalur laut dengan menggunakan pelabuhan Jetty milik PT. Antam, tbk yang berlokasi 2km dari lokasi berdirinya pabrik. Dengan lokasi yang dekat dengan pelabuhan ini juga memudahkan untuk distribusi produk alumina dilua pulau Kalimantan.

   c. Pemasaran produk

      Untuk pemasaran utama produk alumina akan dlakukan dengan beberapa industry peleburan aluminium di Indonesia yaitu PT. Inalum dengan kapasitas 250.000 ton/tahun dengan rencana ekspansi yang lebih besar setelah kebijakan hilirisasi industry dikeluarkan, kemudian PT. Indonesia Aluminium alloy dengan rencana kapasitas ekspansi sebesar 400.000 ton/tahun. Kemudian beberapa pabrik yang dalam tahap pembangunan

dan perencanaan seperti Smelter Aluminium di Kalimantan Barat yaitu PT. Borneo Alumina Indonesia dan Smelter Aluminium Terintegrasi di daerah Ketapang, Kalimantan Barat.

d. Penyediaan Utilitas

Utilitas air diperoleh Sungai Kapuas yang berlokasi sangat dekat dengan lokasi pendirian pabrik.

2. Mengapa kapasitasnya 400.000 ton/tahun?

Jawab:

Pemilihan kapasitas 400.000 ton/tahun didasari oleh beberapa faktor yaitu data ekspor dan impor dari Badan Pusat Statistik dalm 6 tahun terakhir yang cenderug meningkat dari tahun 2020:

| Tahun | Kapasitas (Ton/tahun) | |
|---|---|---|
| | Impor | Ekspor |
| 2019 | 435.828 | 1.080.694 |
| 2020 | 399.506 | 907.804 |
| 2021 | 359.930 | 1.292.647 |
| 2022 | 329.884 | 2.024.196 |
| 2023 | 711.056 | 2.153.522 |
| 2024 | 1.068.508 | 2.212.467 |

Dari data diatas dapat diprediksi data ekspor dan impor pada tahun berdirinya pabrik yaitu 2032 dengan menggunakan persamaan garis linear didapat data impor pada tahun 2032 sebesar 1.771.191 ton/tahun dan data ekspor 4.650.151 ton/tahun. Kemudian berdasarkan data dari Kementrian ESDM kebutuhan aluminium di Indonesia pada tahun 2023 mencapai 1,2 juta ton/tahun sehinga untuk memenuhi kebutuhan tersebut Indonesia memerlukan sekitar 2,3 juta ton/tahun alumina. Selain itu juga ditentukan berdasarkan pabrik yang terlah berdiri baik di global maupun di Indonesia yaitu:

| Perusahaan | Negara | Kapasitas Produksi (ton/tahun) |
|---|---|---|
| Rio Tinto Alcan | Australia | 1.400.000 |
| Volkhov Alumina | Rusia | 400.000 |
| Hindalco | India | 700.000 |

| | | |
|---|---|---|
| PT. Well Harvest<br>Wining Alumina Refinery | Indonesia | 1.000.000 |
| PT. Borneo Alumina Indonesia | Indonesia | 1.000.000 |
| PT. Indonesia Chemical Alumina | Indonesia | 300.000 |

Sehingga, dari data yang dijabarkan diatas dapat diperhitungkan bahwa kapasitas ekonomis yang didapat untuk memenuhi kebutuhan alumina di Indonesia ataupun di ekspor ke luar negeri yaitu 400.000 ton/tahun.

3. Bahan Baku Bauksit
   a. Bahan baku bauksit yang digunakan berjenis apa?

      Jawab:

      Bahan baku bauksit yang digunakan berjenis gippsite dengan kandungan utama berupa $Al_2O_3.3H_2O$. Digunakan gippsite karena memang bauksit jenis ini adalah yang paling banyak ditemukan di Indonesia seperti di Kepualauan Riau, Kalimantan Barat, Kalimantan Tengah, Kalimantan Timur. Bahan baku bauksit jenis gippsite juga digunakan karna memiliki kandungan alumina yang cukup tinggi dan paling cocok untuk proses bayer karna sangat reaktif pada NaOH namun impuritiesnya tidak bereaksi pada NaOH pada kondisi operasi proses bayer.

   b. Apakah bahan baku bauksit terbarukan? Kalau misalkan bahan baku bauksit habis bagaimana dengan pabrik yang didirikan?

      Jawab:

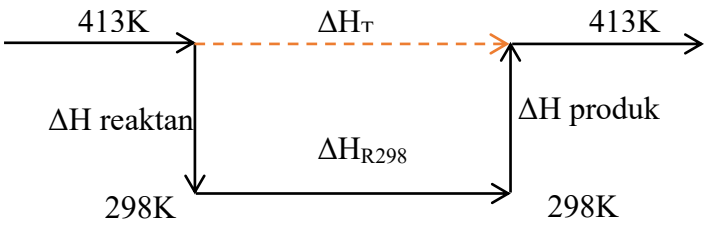
      Bahan baku bauksit merupakan bahan tak terbarukan artinya akan habis jika terus digali dan tidak dapat digantikan sehingga harus dikelola secara bijak untuk kelangsungan pasokan jangka panjang. Indonesia memiliki cadangan bauksit sekitar 3,2 milyar ton dengan 19-50% cadangan bauksit terletak di pulau Kalimantan. Cadangan bauksit ini diperkirakan dapat bertahan antara 90-100 tahun berdasarkan kapasitas produksi saat ini. Sehingga pendirian pabrik untuk saat ini masih sangat memungkinkan mengingat besarnya kebutuhan akan alumina. Namun jika cadangan bauksit di Kalimantan habis maka pabrik bisa melakukan beberapa pertimbangan yaitu:

- Pengadaan bahan baku dari provinsi dan pulau lain di Indonesia
  Indonesia juga memiliki cadangan bauksit yang cukup besar di wilayah kepualuan Riau dan Sumatra.
- Impor dari luar negeri
  Cadangan bauksit didunia untuk saat ini diprediksi menncapai 30—32 miliar ton dengan cadangan terbesar terdapat di Guinea, Vietnam dan Australia. Sehingga dapat mempertimbangkan impor dari luar negeri jika cadangan bauksit di Indonesia telah terkuras habis.
- Daur ulang limbah *red mud*
  Pengelolaan bauksit menjadi alumina menghasilkan limbah *red mud* yang besar sehingga jika bahan baku berkurang maka dapat mengoptimalkan pengelolaan limbah redmud untuk cadangan.

c. Komposisi bauksit terdapat $SiO_2$, $Fe_2O_3$, $TiO_2$, kenapa tidak ikut bereksi dengan NaOH? Kenapa yang bereaksi hanya $Al_2O_3.3H_2O$?
   Jawab:
   Pada proses ini digunakan bauksit dengan jenis *gippsite* dengan komposisi $Al_2O_3.3H_2O$ 74%, $SiO_2$ 8%, $Fe_2O_3$ 15% dan $TiO_2$ 3%. Dalam paten EP1771382A1 disebutkan bahwa oksida besi, titanium dan kuarsa silikat dalam bentuk $SiO_2$(*Quartz*) tidak larut dalam NaOH pada suhu operasi proses bayer dan akan dipisahkan saat penyaringan limbah *redmud*. Yang menjadi fokus utama dalam hal ini adalah jika dalam bauksit terdapat kandungan *silica* dalam bentuk *kaolinit* ($Al_2Si_2O_5(OH)_4$) dimana komponen ini akan bereaksi dengan NaOH membentuk DSP (*Desilicated Product*), namun *silica kaolinit* ini merupakan komponen utama dalam bauksite dengan jenis *boehmite* yaitu sekitar 2-10% sehingga jika bauksit mengandung *kaolinit* ini maka harus dilakukan proses *pra-desilication* sebelum dimasukkan dalam proses *digestion* utama. Maka dari itu dipilih bauksit jenis *gippsite* dalam proses ini karna selain sangat jarang ditemukan *silica* dalam bentuk *kaolinit* juga bauksit jenis *gippsite* murapakan bauksit yang paling banyak ditemukan di Indonesia.

4. Jelakan perhitungan sifat reaksi dengan hukum Hess?

   Jawab:




   a. Menghitung ΔH reaktan dan produk dengan rumus $\sum\int Cp.dT$
   b. Menghitung $\Delta H_{R298}$ dengan rumus $\Delta H_f^\circ{}_{produk} - \Delta H_f^\circ{}_{reaktan}$
   c. Menghitung $\Delta H_T$ atau panas reaksi pada suhu operasi dengan rumus $\Delta H_{reaktan} + \Delta H_{R298} + \Delta H_{produk}$
   d. Apabila $\Delta H_T$ bernilai negatif maka reaksi bersifat eksotermis, dan apabila $\Delta H_T$ bernilai positif maka reaksi bersifat endotermis
   e. Hasil perhitungan menunjukkan bahwa:
      - Reaksi pada proses *digestion* diperoleh $\Delta H_T$ = -1021,832 kJ/mol, sehingga reaksi bersifat eksotermis
      - Reaksi pada proses *presipitation* diperoleh $\Delta H_T$ = 834,416 kJ/mol, sehingga reaksi bersifat endotermis
      - Reaksi pembentukan *boehmite* pada proses *calcination* diperoleh $\Delta H_T$ = 157,533 kJ/mol, sehingga reaksi besifat endotermis
      - Reaksi pembentukan γ-alumina pada proses *calcination* diperoleh $\Delta H_T$ = 1021, 717 sehingga reaksi bersifat endotermis

5. Pompa

   a. Apa yang akan terjadi jika $NPSH_A$ lebih kecil dari $NPSH_R$?

      Jawab:

      Jika $NPSH_A$ lebih kecil dari $NPSH_R$ maka akan terjadi kavitasi dimana tekanan di inlet pompa turun dibawah tekanan uap cair, menyebabkan cairan mendidih dan terbentuk gelombang uap. Saat gelembung bergerak ke daerah bertekanan tinggi di dalam impeller, gelembung meledak. Ledakan ini akan menyebebkan benturan keras pada permukaan logam pompa sehingga menyebabkan kerusakan impeller, erosi, getaran dan kebisingan.

b. Syarat dan pertimbangan yang harus dipenuhi agar pompa bekerja optimal, efisien dan aman dalam membeli pompa industri?

Jawab:

- Kapasitas aliran (Debit aliran yang dibutuhkan)
- Head total
- Jenis fluida
- Tekanan operasi
- Suhu fluida
- Viskositas fluida
- Kandungan padatan
- Material pompa
- NPSH (*Net Positive Suction Head*)
- Jenis Pompa

c. Bagaimana cara menghitung *head* pompa?

Jawab:

*Head* pompa dihitung dengan menggunakan persamaan Bernoulli:

$$\frac{P1}{y} + Z1 + \frac{V1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P2}{y} + Z1 + \frac{V2^2}{2g}$$

Dengan menghitung:

- *Pressure head*

$$Hp = \frac{P2 - P1}{\rho g}$$

- *Velocity Head*

$$Hv = \frac{V2^2 - V1^2}{2g}$$

- *Static Head*

$$Hs = Z2 - Z1$$

- *Friction Head*

$$Hf = \frac{fV1^2(L + Le)}{2g.Id}$$

Sehingga, total *head* dapat dihitung dengan:

$$Hman = Hp + Hv + Hs + Hf$$

6. Bagaimana cara kerja pompa vakum pada RDVF?

   Jawab:

   Pompa vakum pada *rotary drum vakum filter* memiliki peranan penting dalam menciptakan tekanan rendah (vakum) untuk menarik cairan melalui media filter dan memisahkan padatan dan cairan. Peranan dan cara kerja pompa vakum pada RDVF:

   a. Pembentukan vakum

      Pompa vakum akan menghisap udara dari bagian dalam drum RDVF yang menyebabkan tekanan negatif dibalik *filter* (didalam ruang drum) sehinga tekanan atmosfer akan mendorong *slurry* menembus media filter.

   b. *Filtrasi* dan pembentukan *cake*

      Karena tekanan di luar drum lebih tinggi, cairan dalam *slurry* terdorong masuk ke dalam drum melewati kain filter dan masuk ke dalam pipa vakum menuju proses selanjutnya, sedangkan padatan tertahan di permukaan luar drum membentuk *cake*

   c. Pemutaran drum

      Area drum yang keluar dari slurry tetap dijaga vakumnya sehingga memungkinkan filtrasi lanjut dan pengeringan cake oleh hisapan vakum.

   d. Pengeringan *cake*

      Pompa vakum akan terus menarik uap air dari cake sehingga mempercepat pengeringan parsial sebelum cake pisahkan dari drum

   e. Pelepasan *cake*

      Saat drum berputar ke zona pelepasan *cake*, tekanan vakum dihentikan sehingga *cake* terlepas dan jatuh ke *conveyor* untuk ke proses selanjutnya.

7. Apa perbedaan menara distilasi dan *evaporator*? Dan kenapa dipilih evaporator untuk memekatkan NaOH?

   Jawab:

   **Menara distilasi** digunakan untuk memisahkan dua atau lebih komponen yang saling melarutkan berdasarkan perbedaan titik didih masing-masing komponen. Campuran dipanaskan hingga menguap, kemudian uap

dikondensasikan kembali untuk memisahkan komponen dengan titik didih yang lebih tinggi dan lebih rendah yang terjadi pada kolom bertingkat (*tray*). Contohnya adalah pemisahan antara campuran air dan *methanol*. Sedangkan **evaporator** digunakan untuk menghilangkan pelarut dalam suatu larutan (biasanya air) sehingga dapat meningkatkan konsentrasi zat terlarut. *Evaporator* memanaskan larutan hingga pelarutnya menguap, sehingga zat terlarut tetap dalam bentuk cair pekat, proses ini tidak menmisahkan larutan berdasarkan titik didihnya tetapi hanya ntuk mengurangi kadar air dalam larutan. Sehingga dalam hal ini untuk memekatkan larutan NaOH dari RDVF-01 digunkan evaporator sehingga didapat keluaran NaOH 48% untuk direcycle kembali menuju proses *digestion*.

8. Utilitas
   a. Alasan memilih menggunakan *Dowtherm* A dari banyaknya jenis *Dowtherm* yang ada?

      Jawab:

      - Rentang suhu operasi baik

        *Dowtherm* A dapat beroperasi pada suhu 15$^{o}$C hingga 400$^{o}$C pada fase cair dengan titik beku pada suhu -12$^{o}$C sehingga tidak mudah membeku pada suhu ruang.
      - Stabilitas termal yang baik
      - *Dowtherm* A stabil hingga 400$^{o}$C, tidak mudah terurai dan tidak membentuk deposit atau karbonisasi sistem terjaga.
      - Viskositas rendah

        *Dowtherm* A memiliki viskositas rendah, bahkan pada suhu rendah sehingga mudah untuk dipompa dan tidak boros energi.
      - Tidak korosif
      - Tekanan relative rendah pada suhu tinggi
      - *Dowtherm* A adalah campuran dari *Diphenyl Oxide* dan *Byphenyl* yang keduanya memiliki tekanan uap yang seimbang dan dapat membentuk azeotrop sehingga menjaga komposisi saat diuapkan.

b. Syarat-syarat air yang digunakan untuk pelarutan NaOH pada menjadi NaOH 48%?

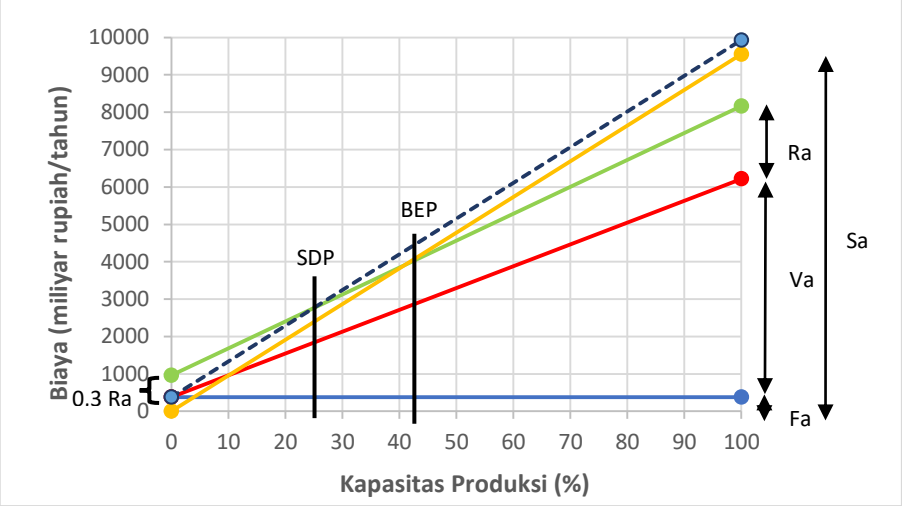
Jawab:

- Air harus benar benar bebas dari *impurities*
- Air tidak mengandung zat organic yang dapat menghailkan warna atau kontaminan yang tidak diinginkan.
- Air tidak boleh mengadung *silica* atau partikel yang teruspensi.
- Bersih, jernih, tidak keruh dan pH air netral
- Kesadahan < 5 ppm sebagai $CaCO_3$
- TDS < 50 mg/L

9. Ekonomi

a. Jelaskan grafik ekonomi!

Jawab:




Pada grafik diatas pabrik mengalami keuntungan jika berada pada kondisi diatas BEP. Untuk kondisi diantara BEP dan SDP, jika pabrik beroperasi ataupun tidak tetap akan mengalami kerugian, maka lebih baik pabrik beroperasi karna kerugian yang diterima lebih kecil daripada pabrik harus berhenti beroperasi. Sedangkan untuk kondisi dibawah SDP, jika pabrik beroperasi maka akan mengalami kerugian yang lebih besar tetapi jika pabrik berhenti beroperasi maka pabrik hanya akan mengalami kerugian sebesar *fixed cost* (fa). Sehingga pebrik lebih baik dihentikan untuk menghindari kerugian yang lebih besar.

**SARAN DAN PERBAIKAN:**

1. Simbol NFPA (*National Fire Protection Association*) untuk bahan baku NaOH dilihat kembali pada MSDS karna NaOH padat merupakan bahan yang sangat korosif dan berbahaya (Sudah diperbaiki).
2. Diperbaiki pada penulisan pada tinjauan termodinamikanya, khususnya pada penulisan penentuan sifat reaksi (Sudah diperbaiki).
3. Pada tabel I.6, I.7 dan I.8 ditambahkan fase komponennya (sudah diperbaiki)
4. Diperbaiki pada penggambaran PEFD untuk evaporator terutama pada bagian *tube-tube* pada *evaporator* (Sudah diperbaiki pada PEFD).
5. Pada pengolahan air menjadi air proses untuk pelarutan NaOH padat menjadi NaOH 48% harus benar-benar sesuai dengan standar dan benar-benar bersih dari pengotor ataupun ion-ion lain sehingga tidak bisa langsung dari saringan pasir langsung digunakan untuk pelarutan NaOH jadi harus melalui penghilangan ion-ion terlebih dahulu melalui kation exchanger dan anion exchanger.
6. Jenis pompa untuk P-02 dan P-04 seharusnya bukan pompa *centrifugal* biasa karena fase yang keluar reaktor tersebut adalah fase *slurry* dengan karakter *slurry* sbb:
    - Temperatur dan tekanan *slurry* keluaran reaktor (R-01.1) tinggi yaitu 140$^{o}$C dan 4 atm
    - Bersifat korosif karna mengadung NaOH pekat
    - Abrasif karna mengandung partikel padat
    - *Viscositas* tinggi
    - *Flowrate* besar.

    Sehingga dengan mempertimbangkan karakter *slurry* diatas maka dapat digunakan pompa *centrifugal* (*Centrifugal Slurry Pump – Heavy Duty*) yang dirancang dan dipesan khusus dengan disesuaikan dengan karakter *slurry* diatas. Selain itu juga bisa digunakan *positive displacement pump* dengan jenis *diaphragm pump*, dan *screw pump* yang dapat digunakan pada slurry yang bersifat korosif.

7. *Heat Integration*:
    a. Pemanfaatan panas udara keluar dari *rotary cooler* yang bersuhu 311,113$^{o}$C dapat digunakan sebagai *combustion air* untuk pembakaran pada burner *rotary kiln* sehingga dapat mengurangi kebutuhan bahan bakar pada *kiln*. Kebutuhan udara yang dibutuhkan untuk rotary kiln sebesar 27846,724 kg/jam.
    b. Uap panas keluaran *evaporator* dapat diintegrasikan sebagai pemanas untuk *heater* (H-01). Sehingga steam untuk H-01 tidak diperlukan. Dari perhitungan diperoleh jumlah pemanas yang dibutuhkan adalah sebesar 3022,425 kg/jam dan $\Delta T_{LMTD}$ sebesar 56,654$^{o}$F.

# BAB I
# PENDAHULUAN

## I.1 Latar Belakang

Perkembangan sektor industri di Indonesia berkembang semakin pesat seiring dengan kemajuan teknologi, salah satunya adalah industri kimia. Industri kimia memegang peranan penting dalam perkembangan sektor industri lain di Indonesia, sehingga perkembangan industri kimia di Indonesia semakin meningkat baik dari segi keanekaragaman maupun jumlahnya. Salah satu produk industri kimia yang dibutuhkan dalam hal ini adalah aluminium oksida. Bahan baku pembuatan aluminium oksida di Indonesia yaitu bijih bauksit yang merupakan salah satu bahan baku mentah yang melimpah di Indonesia khususnya diwilayah Kalimantan dan Kepualauan Riau. Bijih bauksit dapat dimanfaatkan untuk pembuatan aluminium oksida yang merupakan senyawa yang cukup penting dalam berjalannya sektor perindustrian karna banyaknya industri yang menggunakan aluminium oksida sebagai bahan baku maupun bahan pendukung dalam proses produksinya.

Aluminium Oksida atau yang dikenal juga dengan alumina merupakan zat kimia dengan rumus molekul $Al_2O_3$ yang diperoleh dari berbagai proses salah satunya adalah proses *Bayer*. Produk aluminium oksida banyak dimanfaatkan sebagai bahan baku dalam industri logam aluminium. Selain itu aluminium oksida juga dimanfaatkan sebagai *adsorbent* dan *drying material*, juga dapat dimanfaatkan sebagai media pemisah unsur *flour* pada air minum dan sebagai pembuat *refractory*. Dalam beberapa industri juga menggunakan aluminium oksida sebagai katalisator. Senyawa aluminium oksida juga merupakan senyawa insulator listrik yang baik karena memiliki kapasitas panas yang besar sehingga digunakan sebagai bahan insulator suhu tinggi.

Pabrik Aluminium Oksida dapat mempunyai prospek yang bagus di masa depan karena banyaknya manfaat dan kegunaan aluminium oksida. Berdirinya pabrik aluminium oksida di Indonesia diharapkan dapat memenuhi kebutuhan aluminium oksida dalam negeri sehingga dapat mengurangi impor dari luar negeri untuk menghemat sumber devisa negara. Selain untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, aluminium oksida juga dapat di ekspor keluar negeri sehingga dapat berkontribusi dalam meningkatkan devisa Negara. Dengan didirikannya pabrik aluminium oksida juga dapat membantu memenuhi kebutuhan pabrik dalam negeri yang bahan bakunya menggunakan aluminium oksida, merangsang berdirinya industri-industri lain yang menggunakan aluminium oksida sebagai bahan baku dan membuka

lapangan pekerjaan baru sehingga meningkatkan perekonomian negara dengan mengurangi angka pengangguran di Indonesia.

## I.2 Prospek Pasar

### I.2.1 Data Impor-Ekspor

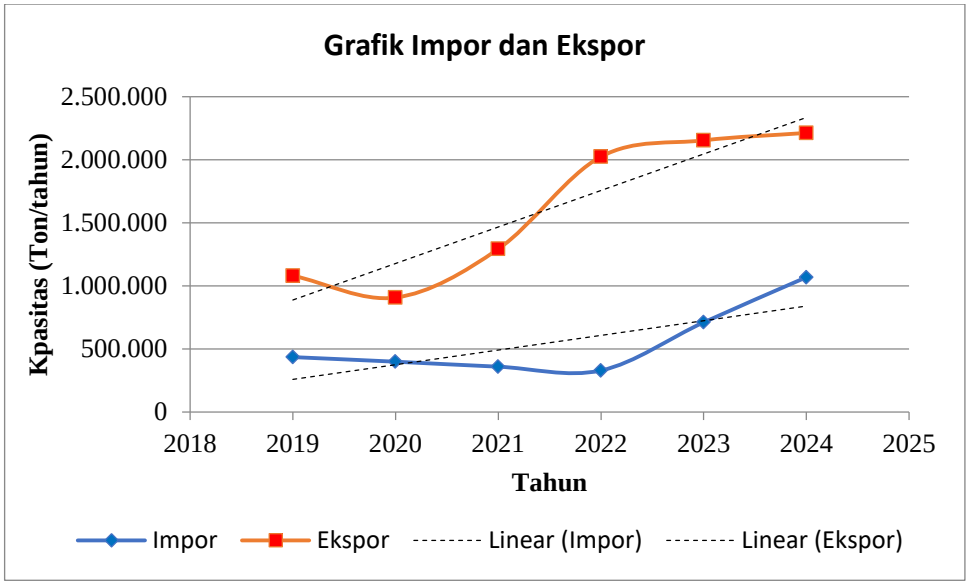
Data impor dan ekspor untuk produk aluminium oksida di Indonesia selama enam tahun terakhir disajikan dalam Tabel I.1:

**Tabel I.1** Data Impor-Ekspor Aluminium Oksida di Indonesia

(Badan Pusat statistik, 2024)

| Tahun | Kapasitas (Ton/tahun) | |
|---|---|---|
| | Impor | Ekspor |
| 2019 | 435.828 | 1.080.694 |
| 2020 | 399.506 | 907.804 |
| 2021 | 359.930 | 1.292.647 |
| 2022 | 329.884 | 2.024.196 |
| 2023 | 711.056 | 2.153.522 |
| 2024 | 1.068.508 | 2.212.467 |

Dari data impor dan ekspor alumina Indonesia di atas dapat dibuat grafik linear antara data tahun pada sumbu x dan data impor pada sumbu y. Grafik dapat dilihat pada Gambar I.1.




**Gambar I.1** Grafik Impor dan Ekspor Aluminium Oksida (2019-2024)

Perkiraan impor dan ekspor Alumina di Indonesia pada tahun yang akan datang diproyeksikan dengan Gambar I.1 yang merupakan data impor dan ekspor aluminium oksida

selama 6 tahun terakhir dari tahun 2019-2024. Dengan persamaan regresi linear impor alumina pada tahun 2032 dapat diprediksi sebesar:

Y = 116229x + 143985

= 116229 (14) + 143985

= 1.771.191 ton/tahun

Dengan persamaan regresi linear ekspor alumina pada tahun 2032 dapat diprediksi sebesar:

Y = 289359x + 599131

= 289359 (14) + 599131

= 4.650.151 ton/tahun

### I.2.2 Prediksi Kapasitas Pabrik Aluminium Oksida

Kapasitas perancangan suatu pabrik setidaknya harus sama atau mempertimbangkan kapasitas minimal pabrik yang sudah berjalan dengan baik dan menguntungkan. Berikut daftar produsen aluminium oksida yang sudah ada di dunia dengan kapasitas produksinya, dapat dilihat pada Tabel I.2.

**Tabel I.2** Pabrik aluminium oksida di Dunia

| Perusahaan | Negara | Kapasitas Produksi (ton/tahun) |
|---|---|---|
| Rio Tinto Alcan | Australia | 1.400.000 |
| Volkhov Alumina | Rusia | 400.000 |
| Hindalco | India | 700.000 |
| PT. Well Harvest Wining Alumina Refinery | Indonesia | 1.000.000 |
| PT. Borneo Alumina Indonesia | Indonesia | 1.000.000 |
| PT. Indonesia Chemical Alumina | Indonesia | 300.000 |

Pabrik-pabrik aluminium oksida yang telah berdiri memproduksi aluminium oksida dengan kapasitas 300.000 – 1.500.000 ton per tahun dengan total produksi sebesar 4.800.000 ton/tahun. Jumlah produksi ini dianggap tidak mengalami kenaikan hingga tahun 2032.

Pabrik alumina direncanakan didirikan pada tahun 2032. Pendirian pabrik ini berkaitan dengan pemenuhan kebutuhan aluminium domestik dan juga ekspor keluar negeri. Berdasarkan data dari Kementerian Energi dan Sumber Daya Manusia (ESDM) kebutuhan aluminium di Indonesia mencapai 1,2 juta ton/tahun dengan asumsi tidak mengalami kenaikan hingga tahun 2032. Sehingga untuk memenuhi kebutuhan aluminium tersebut Indonesia memerlukan sekitar 2,3 juta ton alumina setiap tahunnya.

Berdasarkan proyeksi ekspor dan impor pada tahun 2032 serta produksi serta konsumsi alumina, maka perhitungan kapasitas pabrik yang didirikan sebagai berikut:

Peluang = (Kebutuhan dalam negeri + Ekspor) – (Impor + Total kapasitas pabrik)

= (4.650.157 + 2.300.000) ton/tahun – (1.771.191 + 4.800.000) ton/tahun

= 6.950.157 ton/tahun – 6.571.191 ton/tahun

= 378.966 ton/tahun

Dengan mempertimbangkan kapasitas pabrik yang telah beroperasi pada tabel I.2 maka pabrik alumina dengan kapasitas yang dirancang sebesar 400.000 ton/tahun sudah sesuai dengan kapasitas ekonomis yang sudah beroperasi.

### I.2.3 Sasaran Pasar

Aluminium Oksida atau alumina memiliki 2 macam *grade* yang disebut SGA (*Smelter Grade Alumina*) dan CGA (*Chemical Grade Alumina*). Apabila dilihat dari segi kegunaan serta potensi pemasarannya, terlihat bahwa Alumina merupakan bahan yang cukup penting dalam industri aluminium seperti PT Indonesia Asahan Aluminium di mana Alumina dengan jenis SGA yang memiliki kemurnian >99% digunakan sebagai bahan baku Peleburan Aluminium. Selain itu Alumina jenis CGA merupakan bahan yang digunakan sebagai bahan industri kimia yang digunakan untuk berbagai industri kecil. Produk dari pabrik ini memiliki grade SGA. Tidak seperti SGA yang standarnya ketat untuk peleburan aluminium, CGA bisa dikustomisasi tergantung kebutuhan aplikasi, bahkan dari segi bentuk kristal (α, γ, δ, *boehmite*, dll), ukuran partikel, dan sifat permukaan. Beberapa produk yang menggunakan CGA di antaranya adalah *refractoriness* (bahan tahan panas), produk rakitan bahan dasar untuk LCD, keramik dan *abrasive*. Selain untuk memenuhi kebutuhan pabrik dalam negeri, pemasaran Aluminium Oksida juga dilakukan untuk memenuhi kebutuhan beberapa Negara seperti China, India, Jepang, Korea dan Malaysia, di mana Negara-negara tersebut aktif mengimpor alumina dari Indonesia sejak tahun 2018 hingga saat ini.

## I.3 Lokasi Pabrik

Pabrik Aluminium Oksida ini direncanakan didirikan di Tayan, Kalimantan Barat. Peta lokasi pabrik dapat dilihat pada Gambar I.3.




**Gambar I.2** Peta Lokasi Pabrik Aluminium Oksida

Adapun dasar pertimbangan pemilihan lokasi pendirian pabrik sebagai berikut:

**1. Penyedia Bahan Baku**

Bahan baku Alumina berupa Bauksit diperoleh dari PT. ANTAM Tbk yang berlokasi di Tayan, Kalimantan Barat. Sehingga pemilihan lokasi sudah tepat karena dekat dengan tambang bahan baku berupa bauksit dan juga di daerah tersebut memiliki pelabuhan untuk mendatangkan bahan baku berupa NaOH dari PT. Asahimas Tbk yang terletak di Cilegon, Banten.

**2. Pemasaran**

Pabrik Aluminium Oksida ditargetkan untuk dipasarkan di dalam negeri maupun diekspor ke luar negeri. Untuk kebutuhan dalam negeri, produk akan dipasarkan ke beberapa industri aluminium. Pasar potensial yang lain adalah peluang ekspor ke mancanegara dengan transportasi laut.

**3. Sarana Transportasi**

Sarana transportasi untuk penyediaan bahan baku dan pemasaran produk dapat dilakukan lewat jalur darat maupun laut. Untuk jalur laut digunakan Pelabuhan Jetty milik PT. ANTAM Tbk yang jaraknya sekitar 2 km dari lokasi pabrik yang dirancang.

**4. Penyedia Tenaga Kerja**

Penyediaan tenaga kerja yang berkualitas (terampil dan terdidik) untuk pengoperasian alat-alat industri harus dipertimbangkan. Untuk tenaga kerja yang berkualitas dipenuhi dari

alumni perguruan tinggi seluruh Indonesia dan luar negeri bila diperlukan, sedangkan yang kurang terdidik dapat dipenuhi dari penduduk daerah sekitar serta transmigran sehingga dapat mengurangi pengangguran.

**5. Penyedia Utilitas**

Utilitas yang dibutuhkan adalah keperluan air, listrik, dan bahan bakar. Kebutuhan air diperoleh dari sungai Kapuas. Kebutuhan tenaga listrik diperoleh dari PLN dan generator yang dibangun sendiri sebagai cadangan. Kebutuhan bahan bakar didapat dari PT. Pertamina (Persero). Sedangkan kebutuhan udara tekan berasal dari udara lingkungan sekitar sebagai bahan baku.

**6. Kondisi Tanah dan Iklim**

Kondisi tanah dan daerah relatif masih luas dan merupakan tanah datar dengan kondisi iklim yang relatif stabil sepanjang tahun sehingga sangat menguntungkan untuk pendirian pabrik ini.

**7. Undang-Undang dan Peraturan**

Faktor perundang-undangan setempat tidak menjadi permasalahan. Setelah melalui studi kelayakan Analisis Mengenai Dampak Lingkungan (AMDAL), masalah polusi baik polusi udara, polusi suara dan polusi air bisa diatasi, karena letak pabrik dekat dengan kawasan industri dan beberapa pabrik besar sehingga telah mendapat izin dari pemerintah daerah dan masyarakat sekitar dapat menerima dengan baik.

## I.4 Tinjauan Pustaka

### I.4.1 Tinjauan Berbagai Proses

Aluminium oksida dapat dibuat dengan berbagai proses. Untuk menentukan proses yang paling menguntungkan, perlu meninjau dari beberapa proses pembuatan aluminium oksida ($Al_2O_3$) berikut:

a. Proses Sinter

Proses *sintering* mengambil pendekatan proses *pyro* metalurgi untuk '*lockup*' silika sehingga mencegah dari kontaminasi produk aluminium oksida. Proses ini secara signifikan lebih mahal, baik modal dan biaya operasi, sehingga kebanyakan pabrik yang menggunakan proses ini telah ditutup. Proses ini memiliki keuntungan, dapat diberlakukan untuk aluminium oksida yang memiliki rasio aluminium oksida ke silika rendah (A/S rendah) dan kemampuannya untuk menghasilkan produk dengan kemurnian lebih tinggi. Kelemahan lain untuk teknologi *sintering* bahwa dalam bentuk tradisional

aluminium oksida yang dihasilkan *very fine grained*, sehingga lebih sulit untuk ditangani dalam peralatan *smelting modern*.

Proses *sintering* biasanya dilakukan untuk memisahkan alumina dari material yang kandungan silikanya lebih tinggi dibandingkan dengan alumina. Proses *sintering* terdiri atas 4 tahap yaitu sintering, ekstraksi, presipitasi dan kalsinasi. Tahap pada proses *sintering* yaitu:

- Pada tahap *sintering*, *Clay*, $CaCO_3$, dan $Na_2CO_3$ dicampur dan dipanaskan pada suhu 1280°C-1300°C, tekanan 1 atm. Reaksi yang terbentuk yaitu:

$$Al_2O_3.2SiO_2.2H_2O_{(S)} + SiO_{2(s)} + Na_2CO_{3(s)} + 6CaCO_{3(S)}$$
$$\rightarrow Na_2Al_2O_{4(S)} + 3(2CaO.SiO_2)_{(S)} + 8CO_{2(g)} + 2H_2O_{(l)}$$

- Pada proses ekstraksi, natrium aluminat yang terbentuk diekstraksi dengan menggunakan NaOH.
- Presipitasi: Pada tahap presipitasi digunakan gas $CO_2$ (diambil dari *gas off* dari operasi *sintering*) pada suhu 60°C-80°C dan tekanan 1 atm agar diperoleh presipitasi berupa aluminium oksida trihidrat ($Al_2O_3.3H_2O$).

$$2NaAlO_2 + 3H_2O + CO_2 \rightarrow 2(Al(OH)_3) + Na_2CO_3.Al(OH)_3$$

- Kalsinasi: aluminium oksida trihidrat ($Al_2O_3.3H_2O$) yang dikalsinasi pada 1000°C dan tekanan 1 atm untuk melepas air Kristal yang terbentuk, dan kemurnian aluminium oksida biasanya >99% $Al_2O_3$.

$$2(Al(OH)_3) \rightarrow Al_2O_3 + 3H_2O$$

(Handoko dan Muljana, 2009)

b. Proses *Bayer*

Bauksit Kalimantan mengandung senyawa $Al_2O_3$, $SiO_2$, $Fe_2O_3$, $TiO_2$, CaO, $Na_2O$ dan sisanya LOI. presentasi kandungannya bervariasi secara umum adalah $Al_2O_3$ (55%), $SiO_2$ ( 8%), $Fe_2O_3$ (15%), $TiO_2$ (3%), $H_2O$ (19%). Senyawa $Al_2O_3$ dalam bauksit, membentuk kompleks dengan air membentuk $Al_2O_3.H_2O$ (*aluminium oxida monohidrat*) dan $Al_2O_3.3H_2O$ (*aluminium oxide trihidrat*) jika ditulis rata-rata adalah $Al_2O_3.3H_2O$ (*aluminium oxide dihidrat*). Alumina (aluminium oksida) dihasilkan oleh rangkaian proses yang cukup panjang yang disebut proses *Bayer*. Pada Proses *Bayer* melewati 3 tahap proses yaitu:

- Tahap *digestion*

Pertama bauksit direaksikan dengan Natrium hidroksida di dalam reaktor di mana *gibbsite* $Al_2O_3$ akan terlarut membentuk Natrium aluminat ($NaAlO_2$). Reaksi

ini dilakukan pada suhu 140°C (untuk *gibbsite*) dan tekanan 4 - 4,5 atm dan konversi sebesar >80%. Persamaan reaksi *digestion*:

$$Al_2O_3.3H_2O_{(S)} + 2NaOH_{(aq)} \rightarrow 2NaAlO_{2(aq)} + 4H_2O_{(l)}$$

- Tahap *Precipitation*

Natrium aluminat $NaAlO_2$ akan larut pada suhu 140°C, dan tekanan 4-4,5 atm. Kemudian $NaAlO_2$ diendapkan di *Precipitator* dengan menyerap air membentuk senyawa $Al_2O_3.3H_2O$ pada suhu 60°C, tekanan 1 atm (Light Metals, 1973). Persamaan reaksi *precipitaton*:

$$2NaAlO_{2(aq)} + 4H_2O_{(l)} \rightarrow Al_2O_3.3H_2O_{(S)} + 2NaOH_{(aq)}$$

- Tahap *Calcination*

Aluminium oksida trihidrat ($Al_2O_3.3H_2O$) selanjutnya dipanaskan di kiln pada suhu 1000°C, tekanan 1 atm (Light Metals, 2013) untuk melepaskan senyawa hidrat membentuk aluminium oksida ($Al_2O_3$) atau alumina. Persamaan reaksi *calcination*:

$$Al_2O_3.3H_2O_{(S)} \rightarrow 2ALOOH_{(s)} + 2H_2O_{(g)}$$

$$2AlOOH_{(s)} \rightarrow Al_2O_{3(s)} + H_2O_{(g)}$$

### I.4.2 Potensial Ekonomi

Dilihat dari segi ekonomi, besar potensial ekonomi produksi aluminium oksida dihitung dengan menggunakan persamaan:

EP = (nilai produk – harga bahan baku)

(sumber: Smith, 1995)

a. Proses *Sinter*

**Tabel I.3** Data Perhitungan Ekonomi Proses *Sinter*

| Komponen | Berat Molekul (kg/kgmol) | Harga (USD/kg) | BM x Harga (USD/kgmol) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3$ (bauksit) | 156 | 0,43 | 67,08 |
| $CaCO_3$ | 100 | 0,56 | 56 |
| $Na_2CO_3$ | 106 | 0,15 | 15,9 |
| γ - $Al_2O_3$ | 102 | 2,1 | 214,2 |

(sumber: www.alibaba.com)

Dari data di atas, dapat dihitung harga potensial ekonomi sebagai berikut:

EP = (harga produk x BM) – (harga bahan baku x BM)

= (214,2) – (67,08 + 56)

= $91,12/kgmol

b. Proses *Bayer*

**Tabel I.4** Data Perhitungan Ekonomi Proses *Bayer*

| Komponen | Berat Molekul (kg/kgmol) | Harga (USD/kg) | BM x Harga (USD/kgmol) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3$ (bauksit) | 156 | 0,43 | 67,08 |
| NaOH | 40 | 1,05 | 42 |
| γ - $Al_2O_3$ | 102 | 2,1 | 214,2 |

(sumber: www.alibaba.com)

Dari data di atas, dapat dihitung harga potensial ekonomi sebagai berikut:

EP = (harga produk x BM) – (harga bahan baku x BM)

= (214,2) – (67,08 + 42)

= $105,12/kgmol

### I.4.3 Pemilihan Proses

Dari ragam proses pembuatan aluminium oksida dan perhitungan potensial ekonomi di atas, masing-masing memiliki kelebihan dan kekurangan. Perbandingan dapat dilihat pada Tabel I.5.

**Tabel I.5.** Matriks Pemilihan Proses

| Kriteria Pemilihan | Proses I | | Proses II | |
|---|---|---|---|---|
| | Keterangan | Nilai | Keterangan | Nilai |
| Fase reaksi | Padat-Cair | *** | Padat-Cair | *** |
| Bahan Baku | Bauksit, $CaCO_3$, *Soda ash* | ** | Bauksit, NaOH | *** |
| Kondisi Operasi | *Sintering*: 1285°C-1300°C; 1 atm *Precipitation* 60°C-80°C; 1 atm *Calcination* T=1000°C; 1 atm | * | *Digestion* 140°C; 4-4,5atm *Precipitation* 60°C; 1 atm *Calcination* T=1000°C; 1 atm | *** |
| Nilai PE | $75,14/kgmol | ** | $105,12/kgmol | *** |
| Konversi | *Calcination* = 99% | **** | *Digestion* >80% *Precipitation* >95% *Calcination* = 99,9% | **** |
| Total Nilai | | 12 | | 16 |

Keterangan:

**** = sangat baik

*** = baik

** = cukup

* = buruk

Dengan pertimbangan kedua proses tersebut, maka dipilih proses *Bayer* dengan beberapa kelebihan seperti bahan baku yang mudah ditemukan di Indonesia dan kondisi operasi pada reaktor yang tidak terlalu tinggi, sehingga proses akan lebih sederhana.

### I.4.4 Tinjauan Termodinamika

Reaksi pembentukan aluminium oksida merupakan reaksi homogen fase padat-cair dengan menggunakan proses *Bayer* dengan melewati berbagai tahapan proses yaitu *Digestion*, *Precipitation* dan *Calcination*.

**Tabel I.6** Harga $\Delta G_f^\circ$ dan $\Delta H_f^\circ$ masing-masing komponen pada 298K

| Komponen | Harga $\Delta G_f^\circ$ (kJ/mol) | Harga $\Delta H_f^\circ$ (kJ/mol) |
|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ (s) | -1306 | -1284 |
| NaOH (aq) | -419,2 | -469,15 |
| $NaAlO_2$ (aq) | -1069,2 | -1137,3 |
| $H_2O$ (l) | -237,14 | -285,83 |
| AlOOH (s) | -1305,3 | -1502,5 |
| $Al_2O_3$ (s) | -1582,3 | -1675,7 |

(sumber: Lange's Handbook, 1999)

**Tabel I.7**Nilai Cp masing-masing komponen

| Komponen | **Cp = A + BT + C/T$^2$ (Cp cal/kmol.K)** | | |
|---|---|---|---|
| | **A** | **B** | **C** |
| $Al_2O_3.3H_2O$ (s) | 22,08 | 0,00871 | -522500 |
| $NaAlO_2$ (aq) | 63,78 | 0,01768 | -1678000 |
| AlOOH (s) | 40,79 | 0,00476 | -992800 |
| $Al_2O_3$ (s) | 22,08 | 0,00871 | -522500 |

(sumber: Perry's Handbook, ed.7)

**Tabel I.8** Nilai Cp komponen NaOH dan $H_2O$

| Komponen | **Cp = A + BT + CT$^2$+ DT$^3$ (Cp J/mol.K)** | | | |
|---|---|---|---|---|
| | **A** | **B** | **C** | **D** |
| NaOH (aq) | 87, 629 | -4,84 x 10-4 | -4,54 x 10-6 | 1,19 x 10-9 |
| $H_2O$ (l) | 92, 053 | 4.,00 x 10-2 | -2,11 x 10-4 | 5,35 x 10-7 |

(sumber: Yaws, 1999)

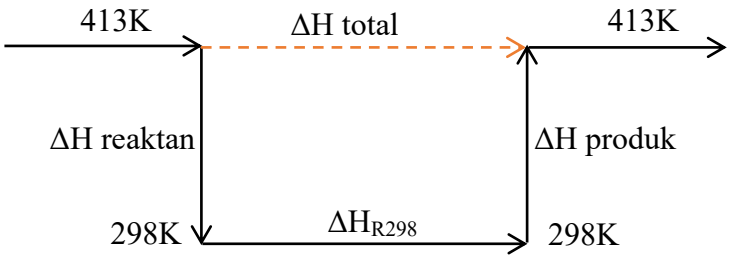
1. **Reaksi *Digestion***

$$Al_2O_3.3H_2O_{(S)} + 2NaOH_{(aq)} \rightarrow 2NaAlO_{2(S)} + 4H_2O_{(l)}$$

Menurut *Light Metals* tahun 2006 dan Mumtaz Aziz 2013, reaksi tersebut dijalankan pada suhu 140°C dengan tekanan 4 atm. Jika ditinjau secara termodinamika diketahui:

- Sifat Reaksi

Panas reaksi total dihitung menggunakan Hukum Hess, di mana perhitungan dilakukan sebagai berikut:




Keterangan:

$\Delta H_{R298}$ = Panas reaksi pada suhu 298 K

$\Delta H_{reaktan}$ = Panas reaksi reaktan

$\Delta H_{produk}$ = Panas reaksi produk

Dengan menggunakan persamaan Cp

Maka dapat dihitung $\Delta H_{Reaktan}$ dan $\Delta H_{Produk}$:

$\Delta H_{total} = \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{R298} + \Delta H_{produk}$

$$\Delta H_{reaktan} = \left[1 \times \int_{413}^{298} CpAl_2O_3.3H_2O \; dT\right] + \left[2 \times \int_{413}^{298} Cp\, NaOH \, dT\right]$$

$$= \left[1 \times \int_{413}^{298} (A + BT + \frac{C}{T^2})\, dT\right] + \left[2 \times \int_{413}^{298} (A + BT + CT^2 + DT^3\right]$$

$$= \left[1 \times \left(AT + \frac{BT^2}{2} - \frac{C}{T}\right)_{413}^{298}\right] + \left[2 \times \left(AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}\right)_{413}^{298}\right]$$

$$= \left[1 \times \left(22{,}08\,(298 - 413) + \frac{0{,}008971(298^2 - 413^2)}{2} - \frac{-522500}{(298-413)}\right)_{413}^{298}\right] +$$

$$\left[2x\left(87{,}639(289 - 413) + \frac{-4{,}84x10^{-4}(298^2 - 413^2)}{2} + \right.\right.$$

$$\left.\left.\frac{-4{,}54x10^{-6}(298^3 - 413^3)}{3} + \frac{1{,}19x10^{-9}(298^4 - 413^4)}{4}\right)_{413}^{298}\right]$$

$$= 1\left(-7438{,}765\,\frac{kal}{mol}\right) + 2\left(-9989{,}299\,\frac{J}{mol}\right)$$

$$= \left(-7438{,}764\,\frac{J}{mol}\right) + \left(-19994{,}697\,\frac{J}{mol}\right)$$

$$= \left(-31{,}243\,\frac{kJ}{mol}\right) + \left(-19{,}995\,\frac{kJ}{mol}\right)$$

$$= \mathbf{-51.237\,\frac{kJ}{mol}}$$

$\Delta H_{R298}$ $= \Delta H_f^\circ$ produk - $\Delta H_f^\circ$ reaktan

$= [(2 \times \Delta H_f^\circ\ NaAlO_2) + (4 \times \Delta H_f^\circ\ H_2O)] - [(1 \times \Delta H_f^\circ\ Al_2O_3.3H_2O) + (2 \times \Delta H_f^\circ\ NaOH)]$

$$= \left[2\left(-1137{,}30\ \frac{kJ}{kmol}\right) + 4\left(-285{,}83\ \frac{kJ}{kmol}\right)\right] - \left[1\left(-1284{,}00\ \frac{kJ}{kmol}\right) + 2\left(-469{,}15\ \frac{kJ}{kmol}\right)\right]$$

$$= \left(-3417{,}92\,\frac{kJ}{kmol}\right) - \left(-2222{,}30\ \frac{kJ}{kmol}\right)$$

$$= -1195{,}620\ \frac{kJ}{kmol}$$

$$= \mathbf{-1195{,}620\,\frac{kJ}{mol}}$$

$\Delta H_{produk}$ $= \left[2 \times \int_{298}^{413} CpNaAlO_2\ dT\right] + \left[4 \times \int_{289}^{413} Cp\ H_2O\ dT\right]$

$$= \left[2 \times \int_{298}^{413} \left(A + BT + \frac{C}{T^2}\right) dT\right] + \left[4 \times \int_{298}^{413} (A + BT + CT^2 + DT^3\right]$$

$$= \left[2 \times \left(AT + \frac{BT^2}{2} - \frac{C}{T}\right)_{298}^{413}\right] + \left[4 \times \left(AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}\right)_{298}^{413}\right]$$

$$= \left[2 \times \left(63{,}78\,(413 - 298) + \frac{0{,}01768(413^2 - 298^2)}{2}\frac{-1678000}{(413-298)}\right)_{298}^{413}\right]$$

$$+ \left[4 \times \left(92{,}053(413 - 298) + \frac{-4{,}00x10^{-2}(413^2 - 298^2)}{2} + \frac{-2{,}11x10^{-4}(413^3 - 298^3)}{3} + \frac{5{,}35x10^{-7}(413^4 - 298^4)}{4}\right)_{298}^{413}\right]$$

$$= 2\left(22648{,}807\,\frac{kal}{mol}\right) + 4\left(8693{,}795\,\frac{J}{mol}\right)$$

$$= \left(45297{,}614\,\frac{J}{mol}\right) + \left(34775{,}181\,\frac{J}{mol}\right)$$

$$= \left(190{,}250\,\frac{kJ}{mol}\right) + \left(34{,}775\,\frac{kJ}{mol}\right)$$

$$= \mathbf{225{,}025\,\frac{kJ}{mol}}$$

Sehingga menjadi:

$\Delta H_{total} = \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{R298} + \Delta H_{produk}$

$\Delta H_{total} = \left(\mathbf{-51.237}\ \frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}\right) + \left(\mathbf{-1195,690}\ \frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}\right) + \left(\mathbf{225,025}\ \frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}\right)$

$= \mathbf{-1021,832}\ \frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}$

Dari hasil perhitungan, ΔH total bernilai negatif pada keadaan reaksi dengan suhu 418K, sehingga reaksi bersifat **eksotermis**.

- Kespontanan dan Kesetimbangan Reaksi

Dihitung dengan meninjau energi bebas *gibbs* pada masing-masing komponen

$\Delta G_f^\circ = \Delta G_{f\ produk}^\circ - \Delta G_{f\ reaktan}^\circ$

$= [(2 \times \Delta G_f^\circ\ NaAlO_2) + (4 \times \Delta G_f^\circ\ H_2O)] - [(1 \times \Delta G_f^\circ\ Al_2O_3.3H_2O) + (2 \times \Delta G_f^\circ\ NaOH)]$

$= \left[2\left(-1069,2\ \frac{kJ}{mol}\right) + 4\left(-237,15\ \frac{kJ}{mol}\right)\right] - \left[1\left(-1306,0\ \frac{kJ}{mol}\right) + 2\left(-429,2\ \frac{kJ}{mol}\right)\right]$

$= \left(-3086,96\ \frac{kJ}{mol}\right) - \left(-2144,40\ \frac{kJ}{mol}\right)$

$= \mathbf{-942,560}\ \frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}$

Untuk mencari K dapat digunakan $\Delta G_f^\circ = -RT \ln K$, sehingga:

$\ln K_{298} = \frac{\Delta G_f^0}{-RT}$

$= \frac{-942,560\ {}^{kJ}/_{mol}}{-0,008314\ {}^{kJ}/_{mol.K} \times 298K}$

$K_{298} = 380,437$

Dengan persamaan Vann Hoff:

$\frac{d(lnK)}{dT} = \frac{-\Delta H_{R298}}{RT^2}$

$\int_{298}^{413} d(\ln K) = -\int_{298}^{413} \frac{\Delta H_{R298}}{R}\left(\frac{dT}{T^2}\right)$

$ln\frac{K_{413}}{K_{298}} = -\frac{\Delta H_{R298}}{R}\left(\frac{1}{413} - \frac{1}{298}\right)$

$ln\frac{K_{413}}{K_{298}} = -\frac{-1195,620\ \frac{kJ}{mol}}{0,008314\ \frac{kJ}{mol.K}}\left(\frac{1}{413} - \frac{1}{298}\right)$

$\ln(K_{413}-K_{298})$ = -134,347

$\ln K_{413}$ = -134,347 + $\ln K_{298}$

$\ln K_{413}$ = -134,347 + 380,437

$\ln K_{413}$ = 246,063

**$K_{413}$** = 7,31 x $10^{106}$

Karena harga K = $k_1/k_2$ besar, maka harga $k_2$ jauh lebih kecil bila dibandingkan dengan harga $k_1$ sehingga $k_2$ diabaikan terhadap $k_1$ dan reaksi dianggap berjalan satu arah **(*irreversible*).**

Mencari $\Delta G_{413}$:

$\Delta G_{413}$ = -R.T.ln $K_{418}$

$\Delta G_{413}$ = - 0.008314 x kJ/mol.K x (413K) x 246,063

$\Delta G_{413}$ = **-844,903 kJ/mol**

Dari perhitungan, $\Delta G_{413}$ bernilai negatif sehingga reaksi berlangsung secara **spontan.**

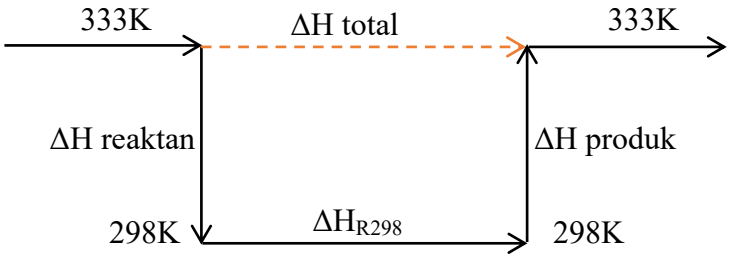
**2. Reaksi *Precipitation***

$$2NaAlO_{2(S)} + 4H_2O_{(l)} \rightarrow Al_2O_3.3H_2O_{(S)} + 2NaOH_{(aq)}$$

Menurut Light Metals tahun 1973, reaksi tersebut dijalankan pada suhu 60°C dengan tekanan 1 atm. Jika ditinjau secara termodinamika diketahui:

- Sifat Reaksi

Panas reaksi total dihitung menggunakan Hukum Hess, di mana perhitungan dilakukan sebagai berikut:




Keterangan:

$\Delta H_{R298}$ = Panas reaksi pada suhu 298 K

$\Delta H_{reaktan}$ = Panas reaksi reaktan

$\Delta H_{produk}$ = Panas reaksi produk

Dengan menggunakan persamaan Cp

Maka dapat dihitung $\Delta H_{Reaktan}$ dan $\Delta H_{Produk}$:

$\Delta H_{total}$ $= \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{R298} + \Delta H_{produk}$

$\Delta H_{reaktan}$ $= \left[2 \times \int_{333}^{298} CpNaAlO_2 \; dT\right] + \left[4 \times \int_{333}^{298} Cp\, H_2O \; dT\right]$

$= \left[2 \times \int_{333}^{298} \left(A + BT + \frac{C}{T^2}\right) dT\right] + \left[4 \times \int_{333}^{298} (A + BT + CT^2 + DT^3\right]$

$= \left[2 \times \left(AT + \frac{BT^2}{2} - \frac{C}{T}\right)_{333}^{298}\right] + \left[4 \times \left(AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}\right)_{333}^{298}\right]$

$= \left[2 \times \left(63{,}78\,(298 - 333) + \frac{0{,}01768(298^2 - 333^2)}{2} - \frac{-1678000}{(298-333)}\right)_{333}^{298}\right] +$

$\left[4x \left(92{,}053(298 - 333) + \frac{-4{,}00x10^{-2}(298^2 - 333^2)}{2} + \right.\right.$

$\left.\left.\frac{-2{,}11x10^{-4}(298^3 - 333^3)}{3} + \frac{5{,}35x10^{-7}(298^4 - 333^4)}{4}\right)_{333}^{298}\right]$

$= 2\left(-50370{,}389 \frac{kal}{mol}\right) + 4\left(-2634{,}236 \frac{J}{mol}\right)$

$= \left(-100740{,}777 \frac{kal}{mol}\right) + \left(-10536{,}943 \frac{J}{mol}\right)$

$= \left(-423{,}111 \frac{kJ}{mol}\right) + \left(-10{,}537 \frac{kJ}{mol}\right)$

$= \mathbf{-433{,}648 \frac{kJ}{mol}}$

$\Delta H_{R298}$ $= \Delta H_f^\circ$ produk - $\Delta H_f^\circ$ reaktan

$= [(1 \text{ x } \Delta H_f^\circ \; Al_2O_3.3H_2O) + (2 \text{ x } \Delta H_f^\circ \; NaOH)] - [(2 \text{ x } \Delta H_f^\circ \; NaAlO_2) +$
$(4 \text{ x } \Delta H_f^\circ \; H_2O)]$

$= \left[1\left(-1284{,}00 \frac{kJ}{kmol}\right) + 2\left(-469{,}15 \frac{kJ}{kmol}\right)\right] -$
$\left[2\left(-1137{,}30 \frac{kJ}{kmol}\right) + 4\left(-285{,}83 \frac{kJ}{kmol}\right)\right]$

$= \left(-2222{,}30 \frac{kJ}{kmol}\right) - \left(-3417{,}92 \frac{kJ}{kmol}\right)$

$= \mathbf{1195{,}620 \frac{kJ}{kmol}}$

$\Delta H_{produk}$ $= \left[1 \times \int_{298}^{333} CpAl_2O_3.3H_2O \; dT\right] + \left[2 \times \int_{298}^{333} Cp\, NaOH \; dT\right]$

$= \left[1 \times \int_{278}^{333} (A + BT + \frac{C}{T^2}) \; dT\right] + \left[2 \times \int_{298}^{333} (A + BT + CT^2 + DT^3\right]$

$$= \left[1 \times \left(AT + \frac{BT^2}{2} - \frac{C}{T}\right)_{298}^{333}\right] + \left[2 \times \left(AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}\right)_{298}^{333}\right]$$

$$= \left[1 \times \left(22{,}08\,(333-298) + \frac{0{,}008971(333^2-298^2)}{2} - \frac{-522500}{(333-298)}\right)_{298}^{333}\right] +$$

$$\left[2x\left(87{,}639(333-298) + \frac{-4{,}84x10^{-4}(333^2-298^2)}{2} + \right.\right.$$

$$\left.\left.\frac{-4{,}54x10^{-6}(333^3-298^3)}{3} + \frac{1{,}19x10^{-9}(333^4-298^4)}{4}\right)_{298}^{333}\right]$$

$$= 1\left(15797{,}522\,\frac{cal}{mol}\right) + 2\left(3047{,}149\,\frac{J}{mol}\right)$$

$$= \left(15797{,}552\,\frac{cal}{mol}\right) + \left(6094{,}299\,\frac{J}{mol}\right)$$

$$= \left(\mathbf{66,350}\,\frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}\right) + \left(\mathbf{6,094}\,\frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}\right)$$

$$= \mathbf{72,444}\,\frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}$$

Sehingga menjadi:

$\Delta H_{total}$ $= \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{R298} + \Delta H_{produk}$

$$\Delta H_{total} = \left(\mathbf{-433,648}\,\frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}\right) + \left(\mathbf{1195,620}\,\frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}\right) + \left(\mathbf{72,444}\,\frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}\right)$$

$$= \mathbf{834,416}\,\frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}$$

Dari hasil perhitungan, ΔH total bernilai positif pada keadaan reaksi dengan suhu 333K, sehingga reaksi bersifat **endotermis**.

- Kespontanan dan Kesetimbangan Reaksi

  Dihitung dengan meninjau energi bebas *gibbs* pada masing-masing komponen

$\Delta G_f^\circ$ $= \Delta G_f^\circ$ produk - $\Delta G_f^\circ$ reaktan

$= [(1 \text{ x } \Delta G_f^\circ\ Al_2O_3.3H_2O) + (2 \text{ x } \Delta G_f^\circ\ NaOH)] - [(2 \text{ x } \Delta G_f^\circ\ NaAlO_2) + (4 \text{ x } \Delta G_f^\circ\ H_2O)]$

$$= \left[1\left(-1306{,}0\,\frac{kJ}{mol}\right) + 2\left(-419{,}2\,\frac{kJ}{mol}\right)\right] - \left[2\left(-1069{,}2\,\frac{kJ}{mol}\right) + 4\left(-237{,}15\,\frac{kJ}{mol}\right)\right]$$

$$= \left(-2144{,}40\,\frac{kJ}{mol}\right) - \left(-3086{,}96\,\frac{kJ}{mol}\right)$$

$$= \mathbf{942,560}\,\frac{\boldsymbol{kJ}}{\boldsymbol{mol}}$$

Untuk mencari K dapat digunakan $\Delta G_f^\circ$ = -RT ln K, sehingga:

$\ln K_{298} = \frac{\Delta G_f^0}{-RT}$

$= \frac{55{,}421\ {}^{kJ}/_{mol}}{-0{,}008314\ {}^{kJ}/_{mol.K} \times 298K}$

$\ln K_{298}$ = -380,437

Dengan persamaan Vann Hoff:

$\frac{d(lnK)}{dT} = \frac{-\Delta H_{R298}}{RT^2}$

$\int_{298}^{333} d(ln\ K) = \int_{298}^{333} \frac{\Delta H_{R298}}{R}\left(\frac{dT}{T^2}\right)$

$ln\frac{K_{333}}{K_{298}} = \frac{-\Delta H_{R298}}{R}\left(\frac{1}{333} - \frac{1}{298}\right)$

$ln\frac{K_{333}}{K_{298}} = -\frac{1195{,}620\frac{kJ}{mol}}{0{,}008314\frac{kJ}{mol.K}}\left(\frac{1}{333} - \frac{1}{298}\right)$

$\ln(K_{333}-K_{298})$ = 507,213

$\ln K_{333}$ = 507,213+ $\ln K_{298}$

$\ln K_{333}$ = 507,213- 380,437

$\ln K_{333}$ = 126,776

**$K_{333}$ = 1,144 x $10^{55}$**

Karena harga K = $k_1/k_2$ besar, maka harga $k_2$ jauh lebih kecil bila dibandingkan dengan harga $k_1$ sehingga $k_2$ diabaikan terhadap $k_1$ dan reaksi dianggap berjalan satu arah ***(irreversible).***

Mencari $\Delta G_{333}$:

$\Delta G_{333}$ = -R.T.ln $K_{323}$

$\Delta G_{333}$ = - 0,008314 x kJ/mol.K x (333K) x (ln5,46 x $10^9$)

$\Delta G_{333}$ = -65,936 kJ/mol

Dari perhitungan, $\Delta G_{413}$ bernilai negatif yang berarti reaksi berlangsung secara **spontan**.

**3. Reaksi *Calcination***

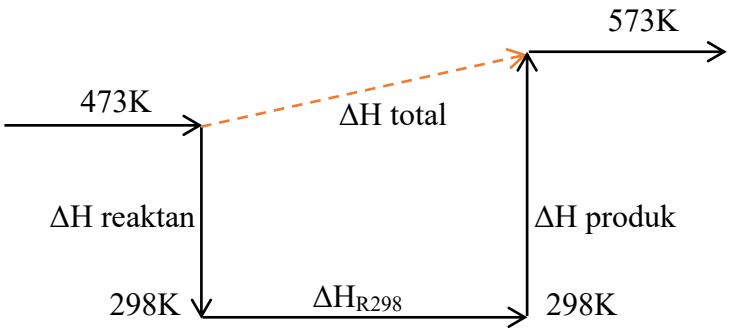
**Reaksi Zona 3 (Reaksi pembentukan *boehmite* pada suhu 200-300$^o$C)**

$$Al_2O_3.3H_2O_{(S)} \rightarrow +2ALOOH_{(s)} + 2H_2O_{(l)}$$

Menurut jurnal *Research of Heat Transfer Processes of Rotary Kiln for Alumina Calcination* tahun 2007 zona pembentukan *boehmite* berlangsung pada suhu 200-300°C. Jika ditinjau secara termodinamika diketahui:

- Sifat Reaksi

Panas reaksi total dihitung menggunakan Hukum Hess, di mana perhitungan dilakukan sebagai berikut:




Keterangan:

$\Delta H_{R298}$ = Panas reaksi pada suhu 298 K

$\Delta H_{reaktan}$ = Panas reaksi reaktan

$\Delta H_{produk}$ = Panas reaksi produk

Dengan menggunakan persamaan Cp

Maka dapat dihitung $\Delta H_{Reaktan}$ dan $\Delta H_{Produk}$:

$\Delta H_{total} = \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{R298} + \Delta H_{produk}$

$\Delta H_{reaktan} = \left[1 \times \int_{473}^{298} Al_2O_3.3H_2O \; dT\right]$

$= \left[1 \times \int_{473}^{298} (A + BT + \frac{C}{T^2})\, dT\right]$

$= \left[1 \times \left(AT + \frac{BT^2}{2} - \frac{C}{T}\right)_{473}^{298}\right]$

$= \left[1 \times \left(22{,}08\,(298 - 473) + \frac{0{,}008971(298^2 - 473^2)}{2} - \frac{-522500}{(298-473)}\right)_{473}^{298}\right]$

$= 1\left(-7438{,}686 \frac{cal}{mol}\right)$

$= \mathbf{-31{,}242 \; \frac{kJ}{mol}}$

$\Delta H_{R298} = \Delta H_f^\circ{}_{produk} - \Delta H_f^\circ{}_{reaktan}$

$= [(2 \times \Delta H_f^\circ \; Al_2O_3) + (2 \times \Delta H_f^\circ \; H_2O)] - [(1 \times \Delta H_f^\circ \; Al_2O_3.3H_2O)]$

$$= \left[2\left(-1502{,}50\ \frac{kJ}{mol}\right) + 2\left(-285{,}83\ \frac{kJ}{mol}\right)\right] - \left[1\left(-1284{,}00\frac{kJ}{mol}\right)\right]$$

$$= \left(-3576{,}66\ \frac{kJ}{mol}\right) - \left(-1284{,}00\frac{kJ}{mol}\right)$$

$$= \mathbf{-2292{,}7\ \frac{kJ}{mol}}$$

$\Delta H_{produk}$ $= \left[2 \times \int_{298}^{573} CpAl_2O_3\ dT\right] + \left[2 \times \int_{298}^{573} Cp\ H_2O\ dT\right]$

$$= \left[2 \times \int_{278}^{573} (A + BT + \frac{C}{T^2})\ dT\right] + \left[2\ \int_{298}^{573} (A + BT + CT^2 + DT^3\right]$$

$$= \left[2 \times \left(AT + \frac{BT^2}{2} - \frac{C}{T}\right)_{298}^{573}\right] + \left[2 \times \left(AT + \frac{BT^2}{2} + \frac{CT^3}{3} + \frac{DT^4}{4}\right)_{298}^{573}\right]$$

$$= \left[2 \times \left(40{,}79(573 - 298) + \frac{0{,}00476(573^2 - 298^2)}{2} - \frac{-992800}{(573-298)}\right)_{298}^{573}\right] +$$

$$\left[2x\left(92{,}053(573 - 298) + \frac{-4{,}00x10^{-2}(573^2 - 298^2)}{2} + \right.\right.$$

$$\left.\left.\frac{-2{,}11x10^{-4}(573^3 - 298^3)}{3} + \frac{5{,}35x10^{-7}(573^4 - 298^4)}{4}\right)_{298}^{573}\right]$$

$$= 2\left(231030{,}91\frac{cal}{mol}\right) + 2\left(270338{,}044\frac{J}{mol}\right)$$

$$= \left(462061{,}826\frac{cal}{mol}\right) + \left(540676.087\frac{J}{mol}\right)$$

$$= \left(1940{,}660\frac{kJ}{mol}\right) + \left(540{,}676\frac{kJ}{mol}\right)$$

$$= \mathbf{2481{,}336\frac{kJ}{mol}}$$

Sehingga menjadi:

$\Delta H_{total}$ $= \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{R298} + \Delta H_{produk}$

$\Delta H_{total}$ $= \left(-31{,}242\ \frac{kJ}{mol}\right) + \left(-2292{,}660\frac{kJ}{mol}\right) + 2481{,}336\frac{kJ}{kmol}$

$$= \mathbf{157{,}433\frac{kJ}{kmol}}$$

Dari hasil perhitungan, ΔH total bernilai positif pada keadaan reaksi, sehingga reaksi bersifat **endotermis**.

- Kespontanan dan Kesetimbangan Reaksi

  Dihitung dengan meninjau energi bebas *gibbs* pada masing-masing komponen

  $\Delta G_f^\circ$ $= \Delta G_f^\circ$ produk - $\Delta G_f^\circ$ reaktan

  $= [(2 \times \Delta G_f^\circ\ Al_2O_3) + (2 \times \Delta G_f^\circ\ H_2O)] - [(1 \times \Delta G_f^\circ\ Al_2O_3.3H_2O)]$

  $= \left[2\left(-1305{,}3\ \frac{kJ}{mol}\right) + 2\left(-237{,}14\ \frac{kJ}{mol}\right)\right] - \left[1\left(-1306{,}0\frac{kJ}{mol}\right)\right]$

$$= \left(-3084{,}88\ \frac{kJ}{mol}\right) - \left(-1306{,}00\ \frac{kJ}{mol}\right)$$

$$= \mathbf{-1778{,}880\ \frac{kJ}{mol}}$$

Untuk mencari K dapat digunakan $\Delta G_f^\circ$ = -RT ln K, sehingga:

ln $K_{298}$ $= \frac{\Delta G_f^0}{-RT}$

$$= \frac{-1778{,}880 \frac{kj}{mol}}{-0{,}008314 \frac{kj}{mol.K} x 298K}$$

ln $K_{298}$ = 717,993

Dengan persamaan Vann Hoff:

$$\frac{d(lnK)}{dT} = -\frac{\Delta H_{R298}}{RT^2}$$

$$\int_{298}^{573} d(ln\ K) = -\int_{298}^{573} \frac{\Delta H_{R298}}{R}\left(\frac{dT}{T^2}\right)$$

$$ln\frac{K_{573}}{K_{298}} = -\frac{\Delta H_{R298}}{R}\left(\frac{1}{573} - \frac{1}{298}\right)$$

$$ln\frac{K_{573}}{K_{298}} = \frac{-2292{,}660\ \frac{kJ}{mol}}{0{,}008314\ \frac{kJ}{mol.K}}\left(\frac{1}{573} - \frac{1}{298}\right)$$

ln($K_{573}$-$K_{298}$) = -444,111

ln$K_{573}$ = -444,111+ ln$K_{298}$

ln$K_{573}$ = -444,111+ 717,993

ln$K_{573}$ = 273,882

**$K_{573}$ = 8,82 x $10^{118}$**

Karena harga K = $k_1/k_2$ besar, maka harga $k_2$ jauh lebih kecil bila dibandingkan dengan harga $k_1$ sehingga $k_2$ diabaikan terhadap $k_1$ dan reaksi dianggap berjalan satu arah ***(irreversible).***

Mencari $\Delta G_{573}$:

$\Delta G_{573}$ = - R.T.ln $K_{573}$

$\Delta G_{573}$ = - 0.008314 x kJ/mol.K x 573K x 273,882

$\Delta G_{573}$ = **-1305,096 kJ/mol**

Dari perhitungan, $\Delta G_{413}$ bernilai negatif yang berarti reaksi berlangsung secara **spontan**.

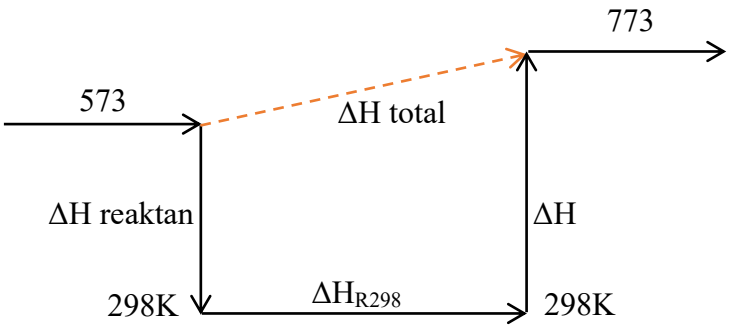
**Reaksi Zona 4 (Reaksi pembentukan γ-alumina pada suhu 300-500°C)**

$$2\mathrm{AlOOH} \rightarrow Al_2O_3 + \mathrm{H_2O}$$

Menurut jurnal *Research of Heat Transfer Processes of Rotary Kiln for Alumina Calcination* tahun 2007 zona pembentukan *boehmite* berlangsung pada suhu 300-500°C. Jika ditinjau secara termodinamika diketahui:

- Sifat Reaksi

Panas reaksi total dihitung menggunakan Hukum Hess, di mana perhitungan dilakukan sebagai berikut:




Keterangan:

$\Delta H_{R298}$ = Panas reaksi pada suhu 298 K

$\Delta H_{reaktan}$ = Panas reaksi reaktan

$\Delta H_{produk}$ = Panas reaksi produk

Dengan menggunakan persamaan Cp

Maka dapat dihitung $\Delta H_{Reaktan}$ dan $\Delta H_{Produk}$:

$\Delta H_{total} = \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{R298} + \Delta H_{produk}$

$\Delta H_{reaktan} = \left[2 \times \int_{573}^{298} AlOOH \; dT\right]$

$= \left[2 \times \int_{573}^{298} (A + BT + \frac{C}{T^2})\, dT\right]$

$= \left[2 \times \left(AT + \frac{BT^2}{2} - \frac{C}{T}\right)_{573}^{298}\right]$

$= \left[2 \times \left(40{,}79\,(298 - 573) + \frac{0{,}00476(298^2 - 573^2)}{2} - \frac{-992800}{(298-573)}\right)_{573}^{298}\right]$

$= 1\left(-15402{,}061 \frac{cal}{mol}\right)$

$= \left(-30804{,}122 \frac{cal}{mol}\right)$

$= \mathbf{-129{,}377 \; \frac{kJ}{mol}}$

$\Delta H_{R298}$ $= \Delta H_f^\circ$ produk - $\Delta H_f^\circ$ reaktan

$= [(1 \times \Delta H_f^\circ\ Al_2O_3) + (\Delta H_f^\circ\ H_2O)] - [(2 \times \Delta H_f^\circ\ AlOOH)$

$= \left[1\left(-1582{,}30\ \frac{kJ}{mol}\right) + 1\left(-285{,}83\ \frac{kJ}{mol}\right)\right] - \left[2\left(-1305{,}30\frac{kJ}{mol}\right)\right]$

$= \left(-1961{,}53\ \frac{kJ}{mol}\right) - \left(-3005{,}00\frac{kJ}{mol}\right)$

$= \mathbf{-1043{,}47\ \frac{kJ}{mol}}$

$\Delta H_{produk}$ $= \left[1 \times \int_{298}^{773} \mathrm{Cp} Al_2O_3\ \mathrm{dT}\right] + \left[1 \times \int_{298}^{773} \mathrm{Cp}\ H_2O\ \mathrm{dT}\right]$

$= \left[1 \times \int_{298}^{773} (\mathrm{A} + \mathrm{BT} + \frac{\mathrm{C}}{\mathrm{T}^2})\ \mathrm{dT}\right] + \left[1 \times \int_{298}^{773} (\mathrm{A} + \mathrm{BT} + \mathrm{CT}^2 + \mathrm{DT}^3\right]$

$= \left[1 \times \left(\mathrm{AT} + \frac{\mathrm{BT}^2}{2} - \frac{\mathrm{C}}{\mathrm{T}}\right)_{298}^{773}\right] + \left[1 \times \left(\mathrm{AT} + \frac{\mathrm{BT}^2}{2} + \frac{\mathrm{CT}^3}{3} + \frac{\mathrm{DT}^4}{4}\right)_{298}^{773}\right]$

$= \left[1 \times \left(22{,}08(773 - 298) + \frac{0{,}00871(773^2 - 298^2)}{2} - \frac{-522500}{(773-298)}\right)_{298}^{773}\right] + \left[1 \times \left(92{,}053(773 - 298) + \frac{-4{,}00x10^{-2}(773^2 - 298^2)}{2} + \frac{-2{,}11x10^{-4}(773^3 - 298^3)}{3} + \frac{5{,}35x10^{-7}(773^4 - 298^4)}{4}\right)_{298}^{773}\right]$

$= 1\left(13807{,}472\frac{cal}{mol}\right) + 1\left(49632{,}99\frac{J}{mol}\right)$

$= \left(13807{,}472\frac{cal}{mol}\right) + \left(49632{,}99\frac{J}{mol}\right)$

$= \left(57{,}991\frac{kJ}{mol}\right) + \left(49{,}633\frac{kJ}{mol}\right)$

$= \mathbf{107{,}624\frac{kJ}{mol}}$

Sehingga menjadi:

$\Delta H_{total}$ $= \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{R298} + \Delta H_{produk}$

$\Delta H_{total}$ $= \left(-129{,}377\ \frac{kJ}{mol}\right) + 1043{,}470\frac{kJ}{mol} + 107{,}624$

$= \mathbf{1021{,}717\frac{kJ}{kmol}}$

Dari hasil perhitungan, ΔH total bernilai positif pada keadaan reaksi, sehingga reaksi bersifat **endotermis**.

- Kespontanan dan Kesetimbangan Reaksi

  Dihitung dengan meninjau energi bebas *gibbs* pada masing-masing komponen

$\Delta G_f^\circ$ $= \Delta G_f^\circ$ produk - $\Delta G_f^\circ$ reaktan

$= [(1 \times \Delta G_f^\circ\ Al_2O_3) + (1 \times \Delta G_f^\circ\ H_2O)] - [(2 \times \Delta G_f^\circ\ AlOOH)$

$$= \left[1\left(-1582{,}3\ \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}\right) + 1\left(-237{,}14\ \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}\right)\right] - \left[2\left(-1305{,}3\frac{\text{kJ}}{\text{mol}}\right)\right]$$

$$= \left(-1819{,}44\ \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}\right) - \left(-3005{,}00\frac{\text{kJ}}{\text{mol}}\right)$$

$$= \mathbf{1185{,}560\ \frac{kJ}{mol}}$$

Untuk mencari K dapat digunakan $\Delta G_f^\circ$ = -RT ln K, sehingga:

$\ln K_{298} = \frac{\Delta G_f^0}{-RT}$

$$= \frac{1185{,}560\frac{\text{kj}}{\text{mol}}}{-0{,}008314\frac{\text{kj}}{\text{mol.K}}\text{x}298\text{K}}$$

$\ln K_{298}$ = -184,438

Dengan persamaan Vann Hoff:

$$\frac{d(lnK)}{dT} = -\frac{\Delta H_{R298}}{RT^2}$$

$$\int_{298}^{773} d(ln\,K) = -\int_{298}^{773} \frac{\Delta H_{R298}}{R}\left(\frac{dT}{T^2}\right)$$

$$ln\frac{K_{773}}{K_{298}} = -\frac{\Delta H_{R298}}{R}\left(\frac{1}{773} - \frac{1}{298}\right)$$

$$ln\frac{K_{773}}{K_{298}} = -\frac{1043{,}470\frac{kJ}{mol}}{0{,}008314\frac{kJ}{mol.K}}\left(\frac{1}{773} - \frac{1}{298}\right)$$

$\ln(K_{773}-K_{298})$ = 258,802

$\ln K_{773}$ = 258,802+ $\ln K_{298}$

$\ln K_{773}$ = 258,802 - 184,438

$\ln K_{773}$ = 74,364

**$K_{773}$ = 1,977 x $10^{32}$**

Karena harga K = $k_1/k_2$ besar, maka harga $k_2$ jauh lebih kecil bila dibandingkan dengan harga $k_1$ sehingga $k_2$ diabaikan terhadap $k_1$ dan reaksi dianggap berjalan satu arah ***(irreversible).***

Mencari $\Delta G_{773}$:

$\Delta G_{773}$ = -R.T.ln $K_{418}$

$\Delta G_{773}$ = - 0.008314 kJ/mol.K x 773K x 74,364

**$\Delta G_{773}$ = -478,012 kJ/mol**

Dari perhitungan, $\Delta G_{413}$ bernilai negatif yang berarti reaksi berlangsung secara **spontan**.

### I.4.5 Tinjauan Kinetika

i. Reaksi *Digestion*

Reaksi:

$$Al_2O_3.3H_2O + 2NaOH \rightarrow 2NaAlO_2 + 4H_2O$$

Persamaan laju reaksinya dapat ditulis:

$$-r_A = k.C_A$$

Berdasarkan *Kinetic Aspects of the Gibbsite Digestion Process in Aqueous Solution of Sodium Hydroxide*, Perić, J., Krstulović, R. and Ferić, T., tahun 1985, pada kondisi operasi 140°C dan 4 atm didapatkan harga konstanta kecepatan reaksi sbb:

$$k = 8{,}72 \times 10^7 exp^{\frac{-74990\frac{J}{mol}}{RT}}$$

Dimana:

k = Konstanta kecepatan reaksi ($s^{-1}$)

A = Faktor frekuensi ( 8,72 x $10^7$ $s^{-1}$)

Ea = Energi aktivasi (74990 J/mol)

R = Konstanta atau tetapan gas ( 8,314 J/mol.K)

T = Suhu (413K)

ii. Reaksi *Precipitation*

Reaksi:

$$2NaAlO_2 + 4H_2O \rightarrow Al_2O_3.3H_2O + 2NaOH$$

Persamaan laju reaksinya dapat ditulis:

$$-r_A = k.C_A$$

Berdasarkan *Light Metals journal Some Studies in Alumina Tryhydrate Precipitation Kinetics*, W. R. King tahun 1973 pada kondisi 333K dan 1 atm didapatkan harga konstanta kecepatan reaksi yaitu 1,09 $min^{-1}$.

iii. Reaksi *Calcination*

**Reaksi Zona 3 (Reaksi pembentukan *boehmite*)**

$$Al_2O_3.3H_2O_{(S)} \rightarrow +2ALOOH_{(s)} + 2H_2O_{(g)}$$

Persamaan laju reaksinya dapat ditulis:

$$-r_A = k.C_A$$

Berdasarkan *Light Metals Journal Dehydration Products of Gibbsite by Rotary Kiln and Stational Calciner*, K. Yamada, T. Harato, S. Hamano and K. Horinouchi tahun 1984, pada kondisi 573K dan 1 atm didapatkan harga konstanta kecepatan reaksi sbb:

$$k = 10^{18,43} \exp^{\frac{-143,7 \frac{kcal}{mol}}{RT}}$$

Dimana:

k = Konstanta kecepatan reaksi ($min^{-1}$)

A = Faktor frekuensi ( $10^{18,43}$ $min^{-1}$)

Ea = Energi aktivasi (143,7 kcal/mol)

R = Konstanta atau tetapan gas ( 0,001987 kcal/mol.K)

T = Suhu (573K)

**Reaksi Zona 4 (Reaksi pembentukan γ-alumina)**

$$2AlOOH_{(s)} \rightarrow Al_2O_{3(s)} + H_2O_{(g)}$$

Persamaan laju reaksinya dapat ditulis:

$$-r_A = k.C_A$$

Berdasarkan *Light Metals Journal Dehydration Products of Gibbsite by Rotary Kiln and Stational Calciner*, K. Yamada, T. Harato, S. Hamano and K. Horinouchi tahun 1984, pada kondisi 773K dan 1 atm didapatkan harga konstanta kecepatan reaksi sbb:

$$k = 10^{16,63} \exp^{\frac{-120,0 \frac{kcal}{mol}}{RT}}$$

Dimana:

k = Konstanta kecepatan reaksi ($min^{-1}$)

A = Faktor frekuensi ( $10^{16,63}$ $min^{-1}$)

Ea = Energi aktivasi (120,0 kcal/mol)

R = Konstanta atau tetapan gas ( 0,001987 kcal/mol.K)

T = Suhu (773K)

# BAB II

# DESKRIPSI PROSES

## II.1 Proses Pendahuluan

### II.1.1 Spesifik Bahan Baku dan Produk

**a. Bahan Baku**

i. Bauksit

Rumus Molekul : $Al_2O_3.3H_2O$ (*gibbsite*)

Berat Molekul : 156 gr/mol

Bentuk : Batuan Mineral (*gibbsite*)

Warna : Putih, krem, kuning kecoklatan atau hijau

Kekerasan : 1,3 mosh

Densitas : 2,62 gr/$cm^3$

Kelarutan : 350–370 g $Al_2O_3.3H_2O$/liter larutan NaOH pada 140°C

: 50 – 100 g $Al_2O_3.3H_2O$/liter larutan NaOH pada 60°C

Komposisi :

- $Al_2O_3.3H_2O$ = 74%
- $SiO_2$ = 8%
- $Fe_2O_3$ = 15%
- $TiO_2$ = 3%

Hazard :

- Iritasi dan kesulitan bernafas
- Menyebabkan iritasi dan kerusakan pada mata




(PT. ANTAM Tbk)

ii. Natrium Hidroksida

Rumus molekul : NaOH

Berat molekul : 40 gr/mol

Titik didih : 1390°C

Titik leleh : 323°C

Densitas : 1090,41 kg/$m^3$

| | |
|---|---|
| Bentuk | : Padat, kristal, higroskopis |
| Warna | : Putih |
| Kemurnian | : 98%w |
| *Impuritis* | : $H_2O$ 2%w |
| Kelarutan dalam air | : Larut dalam air 111g/100ml (20$^oC$) |
| Hazard | : |

- Sangat korosif
- Dapat menyebabkan luka bakar pada kulit dan kerusakan pada mata
- Menyebabkan kerusakan pada sistem pernapasan, sistem saraf, hati dan pencernaan jika terpapar dalam waktu yang lama dan berulang.




(PT. Asahimas)

**b. Produk**

i. Alumina

| | |
|---|---|
| Rumus Molekul | : $Al_2O_3$ |
| Bentuk | : Amorf |
| Berat Molekul | : 101,96 gr/mol |
| Warna | : Putih |
| Specific gravity | : 3,99 |
| Specific heat | : 0,25 Btu/lb |
| Titik lebur | : 2072$^oC$ |
| Titik didih | : 2980$^oC$ |
| Kemurnian | : Lebih dari 95% ($H_2O$ 5%) |
| Densitas | : 3,95 g/cm$^3$ |




(Lange's Handbook, 1979)

## II.2 Uraian Proses

### 1. Persiapan Bahan Baku

Tahap persiapan bahan baku bertujuan untuk mengondisikan keadaan bahan baku Bauksit dan NaOH sebelum diumpankan ke Reaktor *Digestion* (R-01). NaOH padat 98% dari PT. Asahimas Chemical Tbk disimpan dalam Gudang pada kondisi 30$^{o}$C dan tekanan 1 atm. NaOH padat diumpankan kedalam mixer untuk dilarutkan dengan air hingga mencapai konsentrasi 48%. NaOH 48% dialirkan menggunakan pompa menuju Reaktor *Digestion* (R-01).

Bahan baku Bauksit berukuran 50 mm yang diperoleh dari PT. ANTAM Tbk disimpan dalam Gudang yang diumpankan menggunakan *Belt conveyor* pada kondisi 30$^{o}$C dan tekanan 1 atm pada fasa padat ke dalam *Ball Mill* (BM-01) untuk dihancurkan menjadi ukuran yang lebih kecil (2 mm). Bauksit yang ukurannya >2 mm, direcycle kembali sampai ukuran yang diperoleh menjadi 2 mm. Setelah proses pengecilan ukuran pada *Ball Mill* (BM-01), bauksit diumpankan menggunakan *Screw Coveyor* lalu *Bucket Elevator* ke Reaktor *Digestion* (R-01.1).

### 2. Tahap Pembentukan Alumina

Alumina dibuat dengan tiga proses, yaitu proses *digestion*, proses *precipitation* dan proses *calcination*. Ketiga proses ini dilangsungkan pada tiga reaktor yang berbeda. Pada proses *Digestion* dengan Reaktor *Digestion* yang disusun secara seri (R-01.1 dan R-01.2), Bauksit dan NaOH dari tahap persiapan bahan baku dialirkan menggunakan pompa menuju Reaktor *Digestion*. Reaktor yang digunakan yaitu jenis Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang dioperasikan pada suhu 140$^{o}$C dan tekanan 4 atm. Perbandingan mol Bauksit : Natrium Hidroksida (NaOH) adalah 1 : 2 dengan konversi masing – masing reaktor sebesar 78% dan 95%, menghasilkan Natrium Aluminat ($NaAlO_2$) dengan reaksi sebagai berikut:

$$Al_2O_3.3H_2O_{(S)} + 2NaOH_{(aq)} \rightarrow 2NaAlO_{2(aq)} + 4H_2O_{(l)}$$

Tidak ada reaksi samping yang terjadi, karena pengotor dalam bauksit ($TiO_2$, $SiO_2$, $Fe_2O_3$) cenderung inert. Reaksi bersifat eksotermis (menghasilkan panas) maka untuk menjaga suhu tetap digunakan media pendingin *Dowtherm A yang* dialirkan dalam *coil* pada R-01.1 yang tercelup dalam reaktor dan *jacket* pada R-01.2 yang menyelimuti reaktor.

Hasil keluaran dari Reaktor Digestion (R-01.2) berupa Natrium Aluminat ($NaAlO_2$) dialirkan ke *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-01). *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-01) digunakan untuk memisahkan padatan $TiO_2$, $SiO_2$, dan $Fe_2O_3$ dari larutan Natrium Aluminat ($NaAlO_2$). *Cake* ini biasa disebut *red mud* yang kemudian masuk ke unit pengolahan limbah (UPL). Filtrat yang berupa larutan Natrium Aluminat ($NaAlO_2$) dan Natrium Hidroksida (NaOH) diumpankan dengan menggunakan pompa ke dalam Reaktor *Precipitation* yang berjumlah 2 buah disusun secara seri (R-02.1 dan R-02.2).

Pada proses *Precipitation* dengan menggunakan Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB). Filtrat yang berupa larutan Natrium Aluminat ($NaAlO_2$) dan Natrium Hidroksida (NaOH) diumpankan dengan menggunakan pompa. Pada suhu 60℃ dan tekanan 1 atm Natrium Aluminate ($NaAlO_2$) akan menyerap air dan membentuk senyawa *Aluminum Oxide Trihidrate* ($Al_2O_3.3H_2O$) yang tidak larut dalam air sehingga akan mengendap menjadi padatan dengan konversi masing - masing reaktor sebesar 90% dan 99 %. Reaksi bersifat endotermis (menyerap panas) maka untuk menjaga suhu tetap digunakan media pemanas *Dowtherm A yang* dialirkan dalam *coil* pada R-02.1 yang tercelup dalam reaktor dan *jacket* pada R-02.2 yang menyelimuti reaktor, reaksi yang terjadi sebagai berikut:

$$2NaAlO_{2(aq)} + 4H_2O_{(l)} \rightarrow Al_2O_3.3H_2O_{(S)} + 2NaOH_{(aq)}$$

Hasil reaksi yang keluar dari Reaktor *Precipitation* (R-02.2) dialirkan dengan pompa menuju *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-02). *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-02) digunakan untuk memisahkan padatan Aluminium Trihidrat ($Al_2O_3.3H_2O$) dari larutan Natrium Aluminat ($NaAlO_2$) dan Natrium Hidroksida (NaOH). *Cake* yang berupa Aluminium Trihidrat ($Al_2O_3.3H_2O$) dan sedikit air kemudian masuk ke *Rotary Kiln* (RK-01). Filtrat yang berupa larutan Natrium Aluminat ($NaAlO_2$) dan Natrium Hidroksida (NaOH) diumpankan menuju *Evaporator* (EV-01).

Proses *Calcination* dengan menggunakan *Rotary Kiln* (RK-01) yaitu *Cake* yang keluar dari Reaktor *Precipitation* (R-02.2) yang mengandung padatan $Al_2O_3.3H_2O$ dan sedikit air diumpankan dengan *Screw Conveyor* ke dalam *Rotary Kiln* (RK-01). Suhu di dalam *Rotary Kiln* adalah 1000°C dan hal ini akan menyebabkan air kompleks yang terikat dalam kristal akan lepas terurai dan menguap sehingga $Al_2O_3.3H_2O$ akan berubah menjadi $Al_2O_3$. Konsentrasi hasil $Al_2O_3$ keluar *Rotary Kiln* sekitar 99,9%, reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

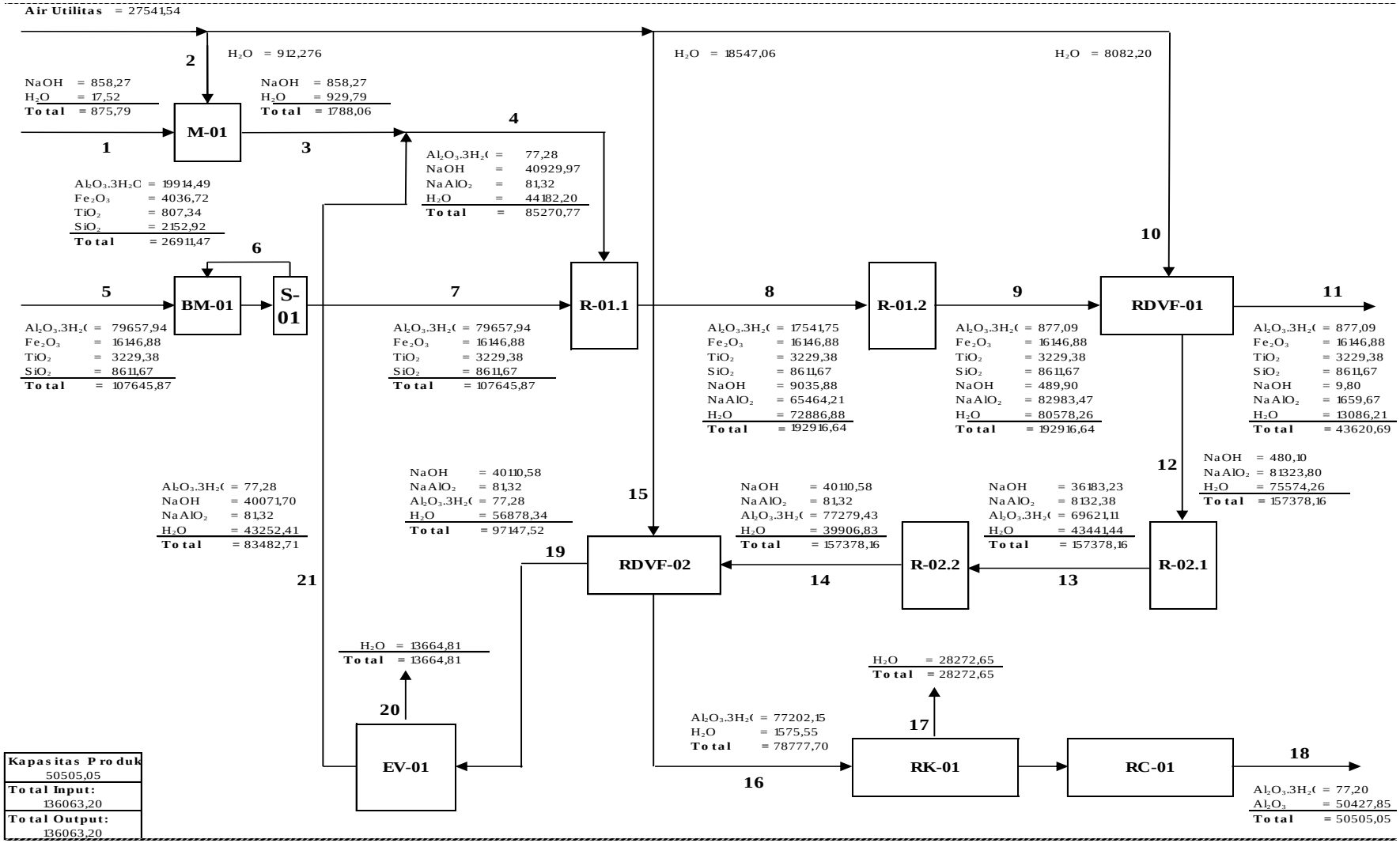
$$Al_2O_3.3H_2O_{(S)} \rightarrow Al_2O_{3_{(S)}} + 3H_2O_{(g)}$$

Filtrat yang keluar dari *Rotary Drum Vacuum Filter* (RDVF-02) yang mengandung NaOH, $H_2O$, $NaAlO_2$, $Al_2O_3.3H_2O$ diumpankan dengan pompa menuju Evaporator (EV-01) untuk memekatkan Natrium hidroksida (NaOH) menjadi 48%. NaOH 48%, $NaAlO_2$, $Al_2O_3.3H_2O$ akan di-*recycle* menuju untuk digunakan kembali pada proses *Digestion* pada Reaktor (R-01.1).

**3. Tahap Pemisahan dan Pemurnian Hasil**

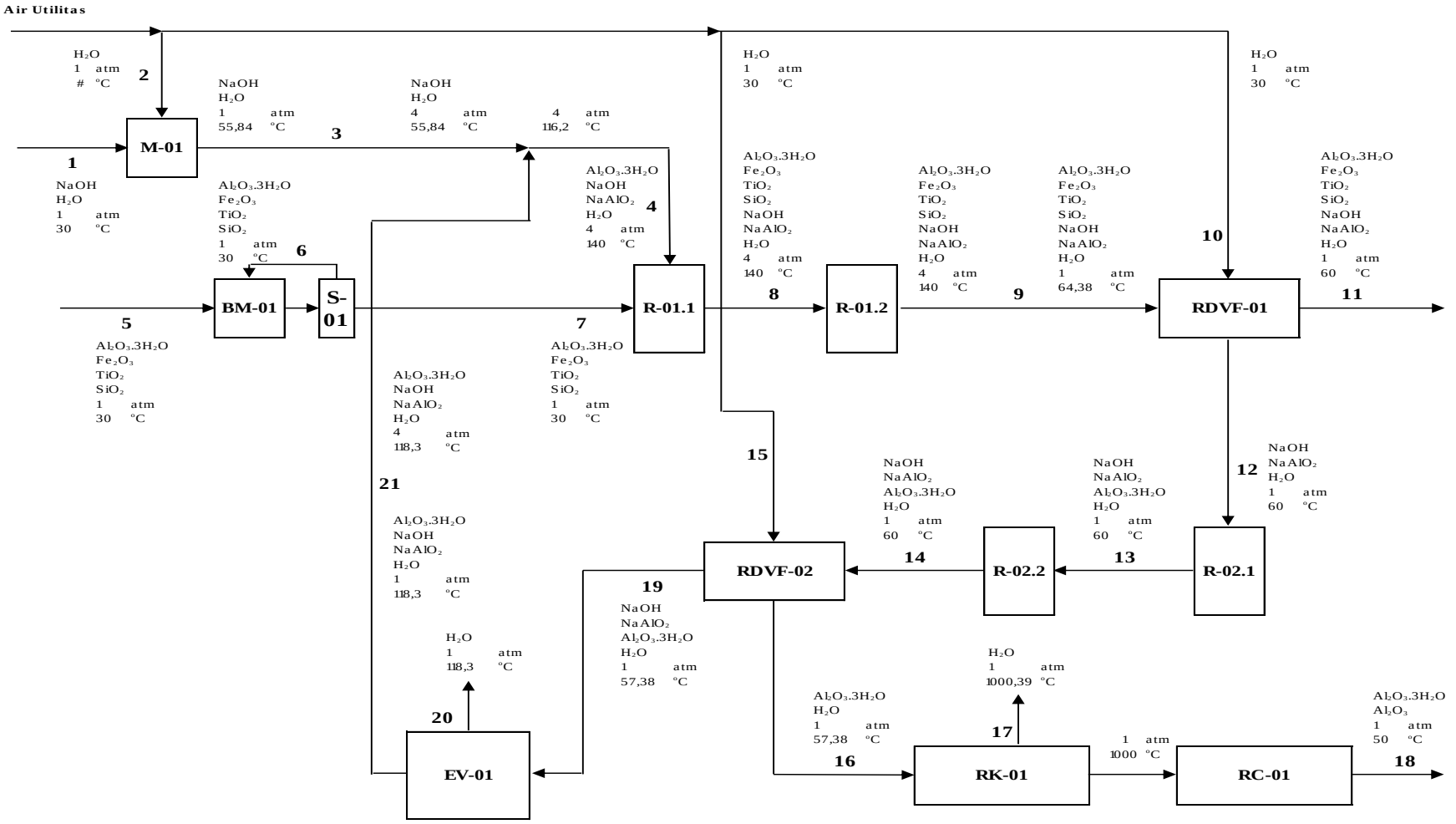
Padatan hasil dari *Rotary Kiln* (RK-01) kemudian didinginkan di *Rotary Cooler* (RC-01) dan Alumina keluaran *Rotary Cooler* diumpankan dengan menggunakan *Screw Conveyor* lalu dinaikkan dengan *Bucket Elevator* masuk ke Silo produk dan nantinya akan dipindahkan menggunakan *belt conveyor* menuju gudang produk.

## II.3 Diagram Alir Kuantitatif




**Gambar II.1** Diagram Alir Kuantitatif

## II.4 Diagram Alir Kualitatif




**Gambar II.2** Diagram Alir Kualitatif

## II.5 Tata Letak

Tata letak pabrik adalah tempat atau kedudukan dari bagian-bagian pabrik yang meliputi tempat karyawan bekerja, tempat peralatan dan menyimpan bahan baku. Tata letak pabrik terdapat pada Gambar II.3 Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak pabrik:

1) Perluasan pabrik

   Perluasan pabrik harus diperhitungkan sebelum masalah kebutuhan tempat menjadi masalah besar di masa yang akan datang. Sejumlah area khusus harus dipersiapkan untuk perluasan pabrik jika dimungkinkan pabrik menambah kapasitas produksi atau ingin mengolah bahan baku sendiri.

2) Harga tanah

   Harga tanah merupakan faktor yang membatasi kemampuan penyediaan awal. Jika harga tanah tinggi, maka diperlukan efisiensi yang tinggi terhadap pemanfaatan tanah. Pemakaian tempat harus disesuaikan terhadap area yang tersedia.

3) Kualitas, kuantitas, dan letak bangunan

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

4) Faktor keamanan

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

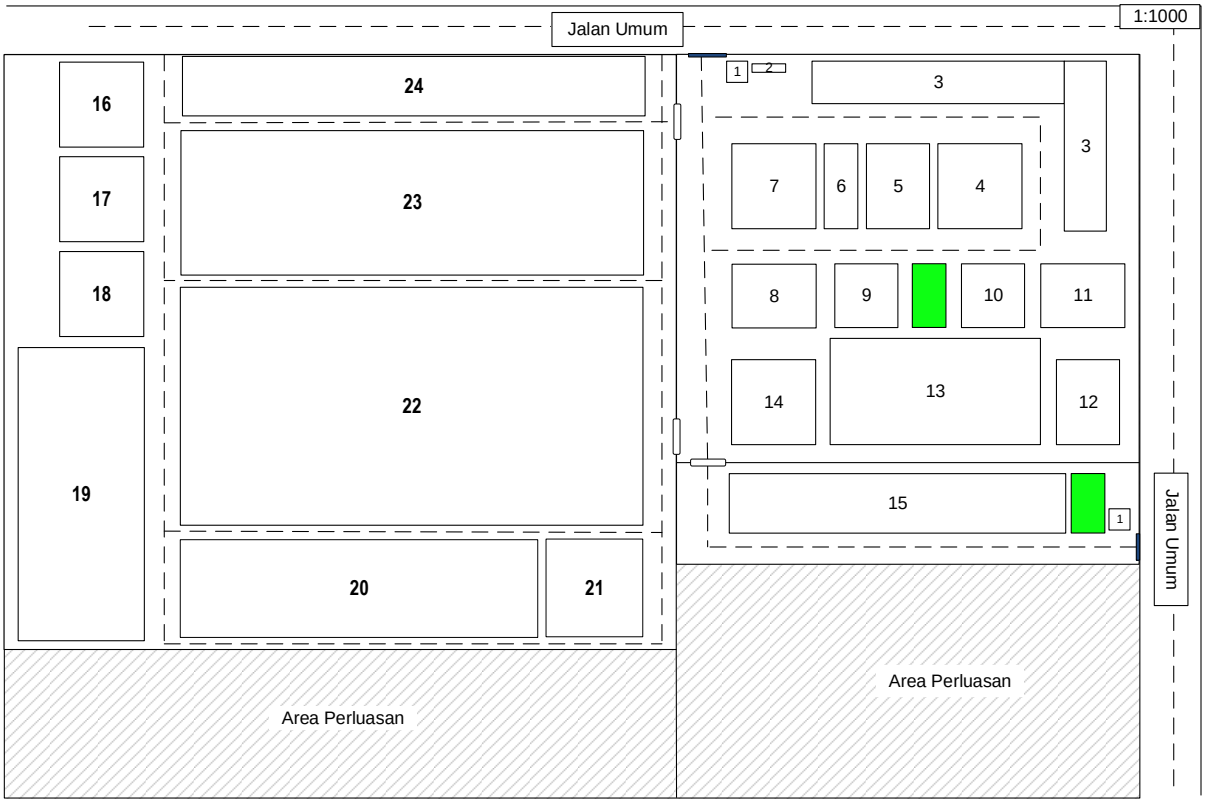
5) Fasilitas Jalan

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

6) Tata Letak Alat

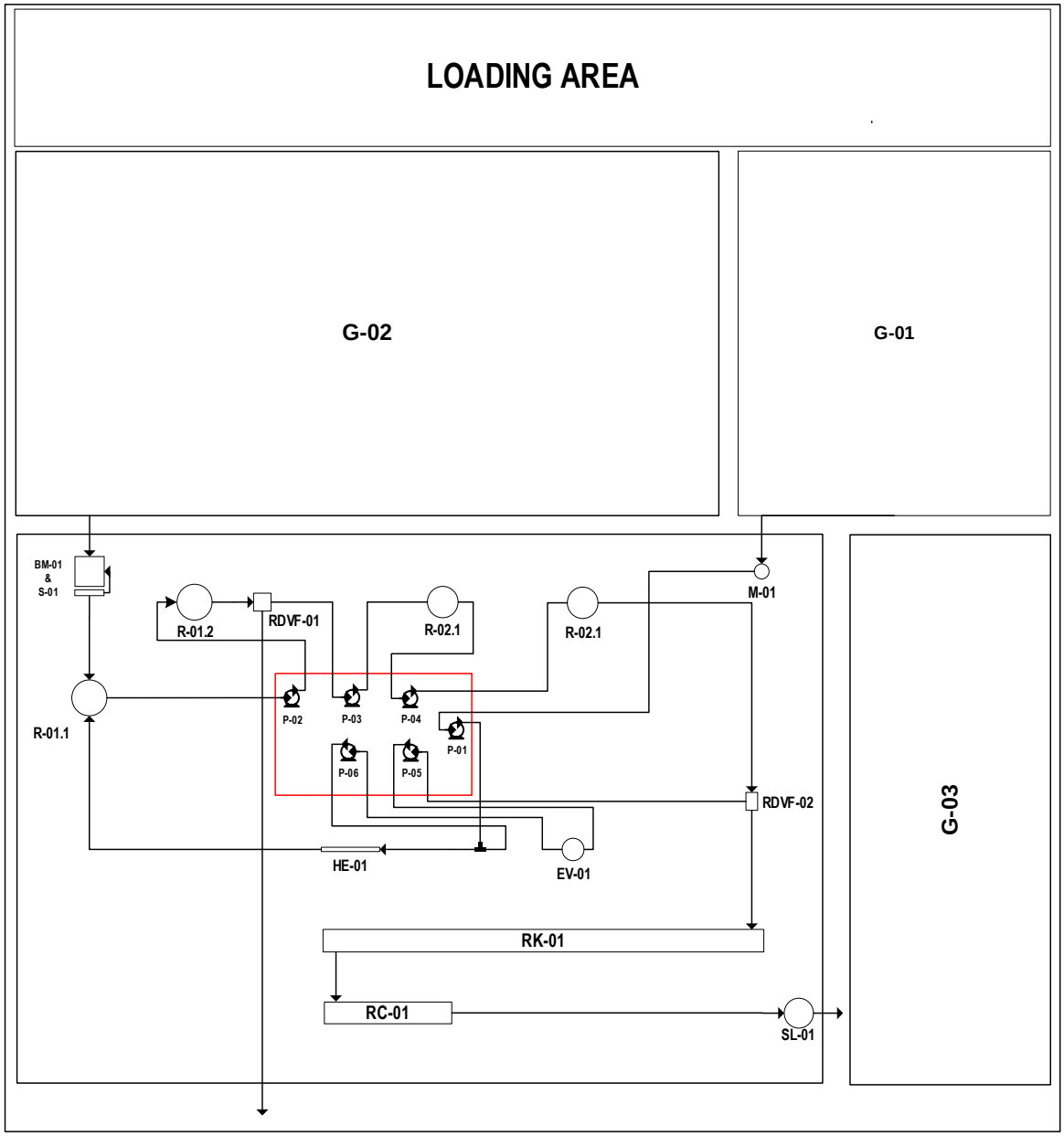
   Penyusunan alat proses harus saling berurutan berdasarkan urutan kerja dan fungsinya. Setiap alat harus ditempatkan di tempat yang cukup baik sehingga mudah untuk pemeriksaan, perbaikan, dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja. Pada

Gambar II.4 ditampilkan tata letak alat pabrik alumina untuk mempermudah dalam memperkirakan letak alat:




| | | |
|---|---|---|
| Keterangan: | | |
| 1. Pos Satpam | 11. Pusdiklat | 21. Control Room |
| 2. ATM | 12. Perpustakaan | 22. Area Proses |
| 3. Parkir | 13. Lapangan | 23. Area Tangki |
| 4. Kantor Pusat | 14. Laboratorium | 24. Loading Area |
| 5. Titik Kumpul | 15. Perumahan | |
| 6. Kantin | 16. Bengkel | |
| 7. Gedung Serbaguna | 17. Pemadam Kebakaran | |
| 8. Sarana Ibadah | 18. Power Plant | |
| 9. Poliklinik | 19. Utilitas | |
| 10. Gudang | 20. UPL | |

**Gambar II.3** Tata Letak Pabrik (Skala 1:1000)




**Gambar II.4** Tata Letak Alat Proses (Skala 1:550)

# BAB III
# UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, *steam*, listrik dan bahan bakar di mana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas terdiri dari unit pengolahan air, pembuatan *steam*, *dowtherm*, unit penyediaan udara tekan, unit penyediaan bakar dan listrik.

## III.1 Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Air merupakan kebutuhan pokok dalam pemenuhan kebutuhan proses produksi. Pabrik alumina akan didirikan di daerah Tayan Hilir, Kalimantan Barat, oleh karena itu kebutuhan air memanfaatkan air dari sungai Kapuas untuk diolah lebih lanjut. Kebutuhan air secara keseluruhan meliputi air proses, air pendingin, *steam,* air sanitasi, air hidrant, air servis, air *make-up.*

Gambar diagram alir unit penyedia kebutuhan air disajikan pada Gambar III.1. Kebutuhan air dalam pabrik alumina secara keseluruhan adalah kebutuhan air saat *start-up.* Kebutuhan pabrik saat *start-up* dapat dilihat pada Tabel III.1.

**Tabel III.1** Kebutuhan Air *Start-Up*

| No | Jenis Kebutuhan Air | Jumlah (kg/jam) |
|---|---|---|
| 1 | Air Proses | 27.541,543 |
| 2 | Air Pendingin | 174.885,777 |
| 3 | Air Bahan Baku *Steam* | 37.431,427 |
| 4 | Air Sanitasi, Hidrant, dan Servis | 3.405,781 |
| **Total Kebutuhan Air** | | **243.264,528** |

Air dari sungai Kapuas diolah terlebih dahulu sebelum digunakan sesuai keperluan sehingga memenuhi persyaratan. Setelah digunakan, terdapat sejumlah air yang hilang sehingga diperlukan tambahan *supply* air *make-up*, meliputi:

**Tabel III.2** Kebutuhan Air *Make-Up*

| No | Jenis Kebutuhan Air *Make-Up* | Jumlah (kg/jam) |
|---|---|---|
| 1 | Air Proses | 27.541,543 |
| 2 | Make-up Air Pendingin | 6.961,721 |
| 3 | Make-up Air Bahan Baku Steam | 3.784,418 |
| 4 | Air Sanitasi, Hidrant, dan Servis | 3.405,781 |
| 5 | Air Hilang Pada Proses Penjernihan | 67.493,169 |
| **Total Kebutuhan Air** | | **109.186,631** |

## III.2 Unit Penyediaan *Dowtherm A*

*Dowtherm* A merupakan fluida yang berfungsi menghantarkan panas yang terintegrasi pada serangakaian alat proses yang terdapat di pabrik. *Dowtherm* A merupakan gabungan dari *biphenyl* ($C_{12}H_{10}$) dan *diphenyl oxid*e ($C_{12}H_{10}O$) yang memiliki tekanan uap yang sama. *Dowtherm A* digunakan sebagai media pendingin pada Reaktor 1 (R-01.1) dan Reaktor 2 (R-01.2). *Dowtherm A* juga digunakan sebagai media pemanas pada Reaktor 3 (R-02.1) dan Reaktor 4 (R-02.2). Total kebutuhan *Dowtherm A* yang dibutuhkan untuk keseluruhan proses sebanyak 169.239,662 kg/jam. Distribusi Pengelolaan *Dowtherm A* dapat dilihat pada Gambar III.2.

## III.3 Unit Penyediaan Udara Tekan

Dalam perancangan pabrik aluminium oksida (alumina), udara tekan dibutuhkan untuk menggerakkan instrumen-instrumen kontrol. Udara tekan yang diperlukan didistribusi pada tekanan 4-8 atm serta dalam kondisi kering dan bersih (kern, hal 768). Dalam pabrik terdapat 21 alat kontrol yang memerlukan udara tekan untuk menggerakkannya. Diperkirakan setiap alat kontrol memerlukan 2 $m^3$/jam udara, sehingga kebutuhan udara tekan pada diperkirakan mencapai 42 $m^3$/jam. Untuk faktor keamanan diambil *safety factor* sebesar 20%, maka udara tekan yang harus disediakan adalah 50,4 $m^3$/jam. Distribusi Pengelolaan udara tekan dapat dilihat pada Gambar III.3.

## III.4 Unit Penyediaan Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan beberapa alat proses, seperti pompa, kompresor, dan lainnya. Perincian kebutuhan tenaga listrik untuk pabrik alumina diperkirakan sebagai berikut:

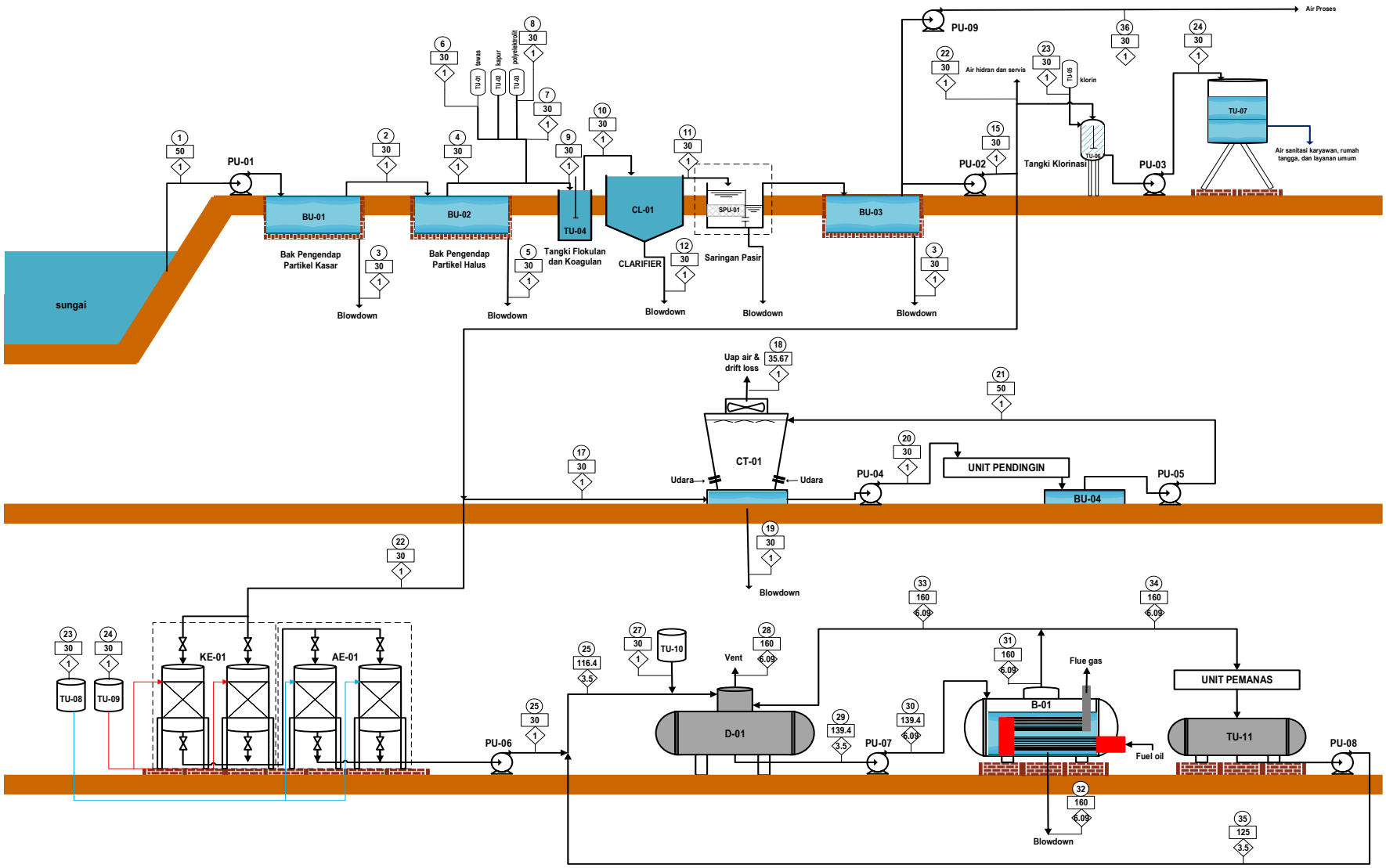
**Tabel III.3** Kebutuhan Listrik

| No | Jenis Pemakaian | Terpakai (kW) |
|---|---|---|
| 1. | Unit Proses dan Instrumentasi | 1500,35 |
| 2. | Lab dan Perkantoran | 375,09 |
| 3. | Penerangan Pabrik | 75,02 |
| **Total** | | **1.950,45** |

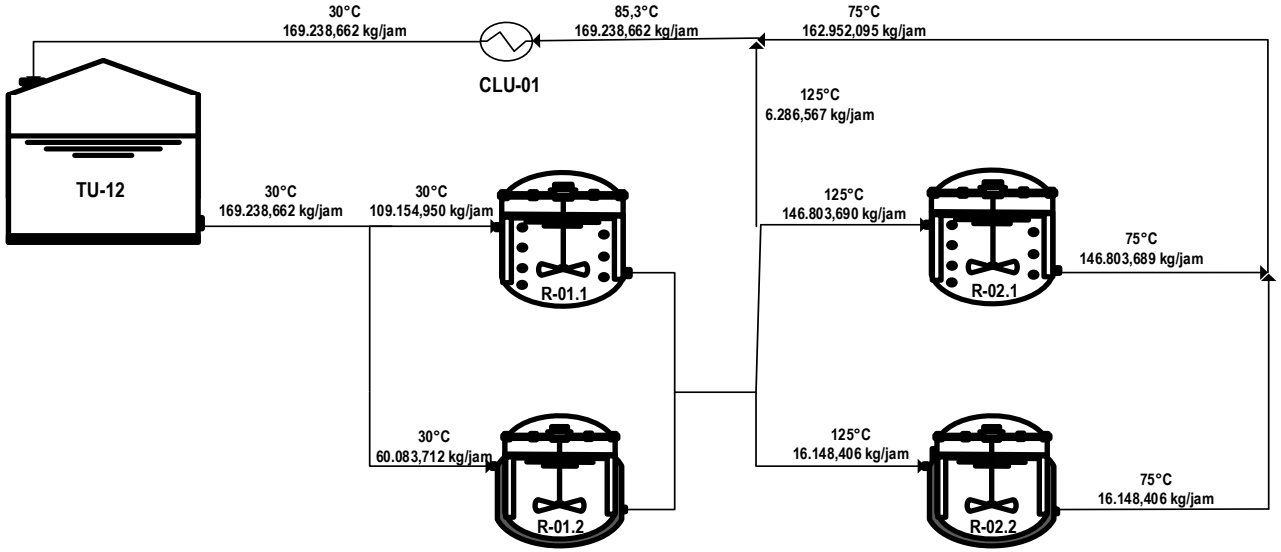
Kebutuhan tenaga listrik diperoleh dari PT. PLN terpasang 3465 kVA. Apabila terjadi pemadaman listrik oleh PLN atau terjadi kendala lainnya, maka digunakan generator dengan bahan bakar cair solar sebagai cadangan listrik untuk pabrik dengan daya 3465 kVA.

## III.5 Unit Penyediaan Bahan Bakar

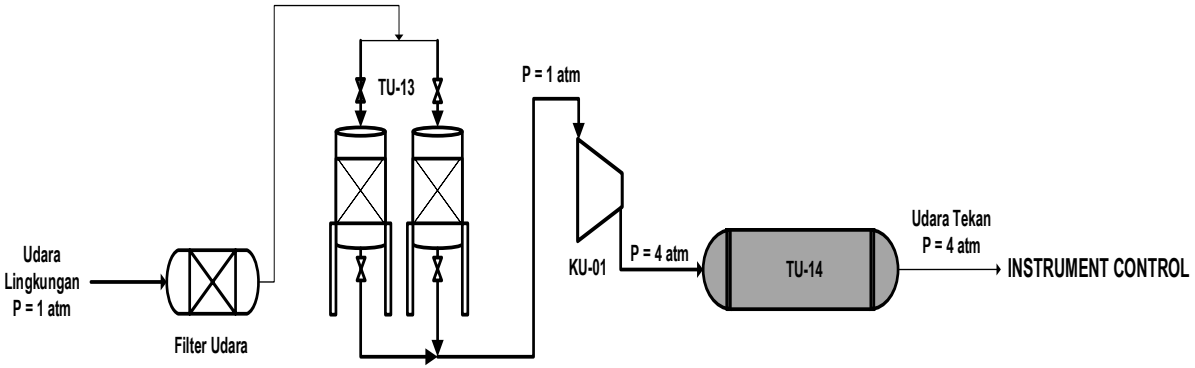
Dalam Pabrik alumina, bahan bakar yang digunakan adalah *fuel oil* untuk kebutuhan bahan bakar *boiler* sebanyak 132,811 kg/jam kemudian solar untuk kebutuhan bahan bakar *generator* sebanyak 19311,32 kg/tahun serta LNG untuk kebutuhan bahan bakar *rotary kiln* sebanyak 1.218,74 kg/jam.




**Gambar III.1** Unit Pengolahan Air dan Steam




**Gambar III.2** Pengelolaan *Dowtherm A*




**Gambar III.3** Pengelolaan Udara Tekan

# BAB IV
# MANAJEMEN PERUSAHAAN

## IV.1 Bentuk Usaha

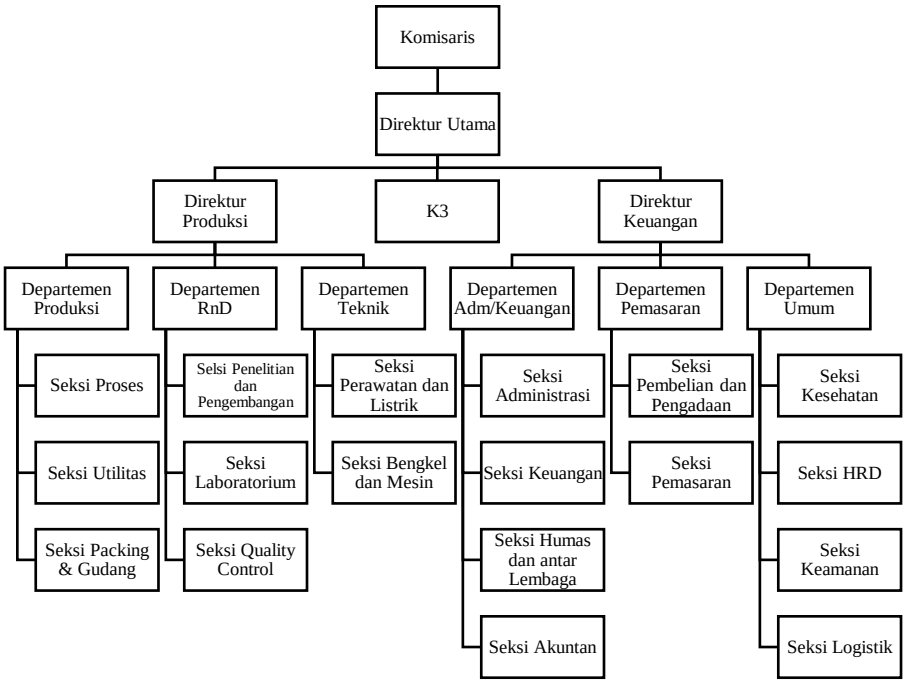
Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akta autentik berdasarkan aturan Kementerian Perindustrian dan Kementerian Hukum dan HAM Republik Indonesia. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh dewan direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dibantu oleh direktur lainnya. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham (Komisaris).

Direktur dipilih secara aklamasi oleh dewan komisaris. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu oleh akuntan dan auditor secara eksternal bila dalam perusahaan terdapat sesuatu yang berjalan tidak sesuai keputusan. Komisaris dipilih kembali melalui rapat umum pemilik saham apabila mereka bersedia setelah masa jabatannya habis.

Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham (dewan komisaris) yang biasanya diadakan setahun sekali. Modal perusahaan diperoleh dari penjualan saham-saham, dan bila perusahaan rugi maka pemilik saham hanya akan kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya.

## IV.2 Struktur Organisasi

Salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan adalah organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem garis dan staf. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas, di mana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian kepala bagian diteruskan ke karyawan-karyawan di bawahnya dilengkapi staf ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Berikut merupakan struktur organisasi perusahaan:




**Gambar IV.1** Struktur Organisasi Pabrik Alumina

Masing-masing bagian mempunyai tugas dan wewenang yang berbeda-beda sesuai dengan bidangnya. Adapun tugas masing-masing diatur dalam UU Ketenagakerjaan No. 40 Tahun 2017.

## IV.3 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Alumina direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinu. Jumlah hari kerja selama setahun 330 hari. Dalam kerjanya karyawan dibedakan menjadi dua. yaitu karyawan *shift* dan *non-shift*.

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

• Hari Senin-Jumat : Pukul 08.00 – 17.00 WIB

• Hari Sabtu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

• Selain hari Jumat : Pukul 12.00 – 13.00 WIB

• Hari Jumat : Pukul 11.30 – 13.00 WIB

Hari Minggu dan hari besar semua karyawan *non-shift* libur.

Karyawan *shift* merupakan karyawan yang secara langsung menangani proses produksi maupun mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang berhubungan dengan kelancaran dan keamanan proses produksi.

Sistem kerja karyawan *shift* diatur berdasarkan pembagian *shift* yang dilakukan secara bergantian. Hal ini dilakukan agar proses produksi dapat berjalan kontinu selama 24 jam dalam seharinya. Karyawan *shift* dibagi menjadi 4 regu, di mana setiap harinya terdapat 3 regu yang bekerja dan 1 regu lainnya libur. Adapun jam kerja *shift* setiap harinya adalah:

*Shift* I : Pukul 08.00 - 16.00 WIB

*Shift* II : Pukul 16.00 - 00.00 WIB

*Shift* III : Pukul 00.00 - 08.00 WIB

Karyawan *shift* bekerja dalam sistem 3 hari kerja dan 1 hari libur, dengan 8 jam kerja setiap harinya. Pada hari Minggu dan libur nasional, seluruh karyawan *shift* tetap bekerja. Setiap tahunnya karyawan mendapatkan 12 hari cuti.

*Time Schedule:*

**Tabel IV.1** Pembagian Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

| Regu | Hari | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| A | I | I | I | | II | II | II | | III | III |
| B | | II | II | II | | III | III | III | | I |
| C | II | | III | III | III | | I | I | I | |
| D | III | III | | I | I | I | | II | II | II |

| Regu | Hari | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
| A | III | | I | I | I | | II | II | II | |
| B | I | I | | II | II | II | | III | III | III |
| C | II | II | II | | III | III | III | | I | I |
| D | | III | III | III | | I | I | I | | II |

| Regu | Hari | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
| A | III | III | III | | I | I | I | | II | II |
| B | | I | I | I | | II | II | II | | III |
| C | I | | II | II | II | | III | III | III | |
| D | II | II | | III | III | III | | I | I | I |

Keterangan:

1, 2, 3, dst : Hari ke-

A, B, C, D : Kelompok kerja *shift*

: Libur

I, II, III : *Shift*

## IV.4 Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Diambil dari Tabel 6-13 Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, and R.E. West., "*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*", Ed. 5th, 2003. Berikut perincian jumlah tenaga kerja yang dibutuhkan untuk Pabrik Alumina:

**Tabel IV.2** Jumlah Tenaga Kerja Pabrik Alumina

| No. | Bidang Kerja | Jumlah Tenaga Kerja |
|---|---|---|
| 1. | *Non-Shift* | 56 |
| 2. | Produksi | 32 |
| 3. | Utilitas | 36 |
| 4. | *Research and Development* | 12 |
| 5. | Keamanan | 16 |
| **Total** | | **152** |

## IV.5 Sistem Penggajian dan Jaminan Sosial

Sistem penggajian yang diterapkan bagi karyawan menggunakan metode pembayaran bulanan yang diberikan di awal setiap bulan. Besaran gaji ditentukan berdasarkan beberapa faktor, yaitu:

1. Posisi atau golongan jabatan
2. Tingkat pendidikan terakhir
3. Lama pengalaman kerja

4. Keahlian atau kompetensi khusus
5. Fasilitas yang diterima dan jaminan sosial

Sebagai upaya untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan, perusahaan juga menyediakan berbagai tunjangan dan fasilitas, antara lain:

1. Tunjangan pasangan (istri/suami) sebesar 25% dari gaji pokok
2. Tunjangan anak sebesar 2% dari gaji pokok
3. Jatah cuti tahunan selama 12 hari dengan kompensasi cuti setara satu bulan gaji

Fasilitas dinas bagi karyawan dan pimpinan perusahaan diberikan sesuai dengan perkembangan serta keuntungan perusahaan, meliputi:

1. Akses air bersih
2. Layanan kesehatan untuk karyawan beserta pasangan dan anak-anaknya
3. Dua set pakaian kerja beserta perlengkapan pelindung kesehatan kerja yang diberikan dua kali dalam setahun
4. Sarana ibadah berupa masjid di area perusahaan
5. Bonus tahunan yang besarnya disesuaikan dengan profit perusahaan serta tunjangan hari raya
6. Asuransi bagi karyawan yang mencakup asuransi kesehatan, kecelakaan, dan hari tua

# BAB V
# EVALUASI EKONOMI

Dalam perancangan pabrik alumina dari bauksit dan NaOH perlu dilakukan evaluasi dari sisi teknis dan ekonomi. Evaluasi teknis merupakan evaluasi yang ditinjau dari tingkat risiko dan bahayanya pabrik yang didirikan. Dari sisi teknis pabrik alumina termasuk dalam kategori *high risk*, karena bahan baku NaOH yang korosif, proses pada suhu tinggi, penyimpanan produk dan bahan baku yang berisiko tinggi serta kapasitas pabrik yang besar. Evaluasi ekonomi ditinjau dari kelayakan potensial ekonomi di mana hasilnya harus sama dengan evaluasi teknis yaitu mengarah kepada *high risk*.

## V.1 Investasi Pabrik

Modal investasi merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa uang yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik. Secara garis besar modal investasi terbagi dua, yaitu:

### V.1.1 *Fixed Capital Investment* (FCI)

*Fixed Capital Investment* adalah modal atau biaya yang harus dikeluarkan untuk mendirikan fasilitas produksi seperti pemasangan seluruh alat proses dan alat penunjang lainnya. Dari hasil perhitungan diperoleh modal investasi tetap (FCI) sebesar $100.771.214 dan Rp402.298.218.812.

### V.1.2 *Working Capital Investment* (WCI)

*Working Capital Investment* adalah modal atau biaya yang harus dikeluarkan setelah pabrik berdiri. Biaya ini dimaksudkan untuk pembiayaan pabrik pada awal operasi yang meliputi biaya permulaan atau modal kerja. Dari hasil perhitungan diperoleh modal investasi kerja sebesar Rp3.297.526.991.958.

## V.2 Biaya Operasi

Biaya produksi adalah biaya yang harus dikeluarkan untuk mengoperasikan pabrik sehingga menghasilkan produk. Biaya ini terdiri dari :

### V.2.1 *Total Manufacturing Cost*

*Total Manufacturing Cost* yaitu biaya yang berhubungan langsung dengan proses produksi. Dari hasil perhitungan pada lampiran, diperoleh *Total Manufacturing Cost* sebesar Rp6.213.363.914.841.

### V.2.2 *Total General Expense*

*Total General Expense* yaitu biaya yang dikeluarkan untuk keperluan umum yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi seperti biaya administrasi, distribusi dan pemasaran, serta penelitian dan pengembangan (*research and development*). Dari hasil perhitungan pada lampiran, diperoleh *Total General Expense* sebesar Rp1.761.163.849.026.

### V.2.3 Analisa Keuntungan (Laba)

Besarnya laba bersih yang dicapai akan menjadi tolak ukur kesuksesan dari suatu pabrik. laba bersih dapat diperoleh dari selisih antara total penjualan terhadap total biaya produksi dan pajak. Dari hasil perhitungan diperoleh hasil penjualan sebesar Rp9.330.116.183.648/tahun sehingga menghasilkan laba sebelum pajak atau laba kotor Rp1.355.657.907.026 , dan laba setelah pajak atau laba bersih sebesar Rp1.084.526.907.026.

## V.3 Analisa Kelayakan Ekonomi

### V.3.1 *Return on Investment* (ROI)

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

ROI sebelum pajak = 56,51%

ROI setelah pajak = 46,61%

### V.3.2 *Pay Out Time* (POT)

POT yaitu waktu minimum yang diperlukan untuk mengembalikan modal tetap *Fixed Capital Investment* (FCI) berdasarkan keuntungan tiap tahun. Dari perhitungan, diperoleh:

POT sebelum pajak = 1,74 tahun

POT setelah pajak = 1,99 tahun

### V.3.3 *Break Even Point* (BEP)

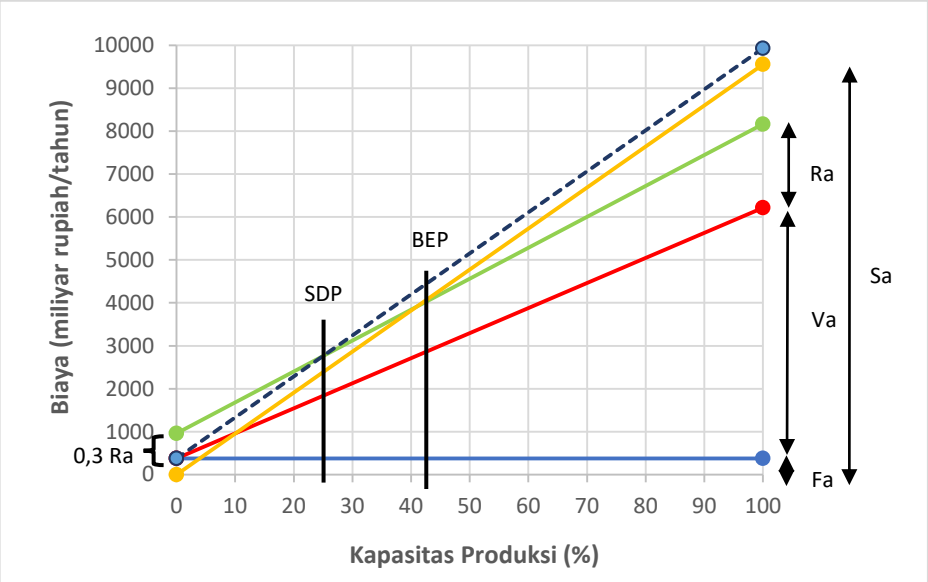
BEP adalah kondisi jika pabrik berhasil menjual sebagian produk dari kapasitas produknya, maka pabrik tidak mendapat keuntungan maupun menderita kerugian. *Break Even Point* terjadi pada 41,24% kapasitas produksi.

### V.3.4 *Shut Down Point* (SDP)

SDP adalah kondisi di mana jika pabrik berhasil menjual sebagian dari kapasitas produksinya, maka pabrik baik berproduksi maupun tidak hanya dapat mengembalikan *fixed capital investment*. *Shut Down Point* terjadi pada 24,85% kapasitas produksi.

### V.3.5 *Discounted Cash Flow Rate* (DCFR)

DCFR merupakan salah satu cara untuk mengevaluasi menarik atau tidaknya suatu investasi usaha. Investasi tersebut ekuivalen dengan jika disimpan di bank dengan bunga tertentu. Misal diperoleh i%, maka i dibandingkan dengan bunga di bank. Jika i> 1,5 bunga bank maka investasi dianggap menarik. Dari hasil analisis, DCFR yang diperoleh sebesar 27,99%.




**Gambar V.1** Grafik BEP dan SDP

Keterangan:

Fa = *Fixed annual cost* (biaya tetap tahunan)

Va = *Variable annual cost* (biaya variabel tahunan)

Ra = *Regulated annual cost* (biaya mengambang tahunan)

Sa = *Sales annual* (penjualan tahunan)

**Tabel V.1** Analisis Kelayakan Ekonomi

| Analisis | | Tolak ukur | Hasil evaluasi | | Keterangan |
|---|---|---|---|---|---|
| ROI | Sebelum pajak | 11 < ROI < 44% (*Low Risk*)<br>ROI > 44% (*High Risk*) | 56,51% | | Layak (*High Risk*) |
| | Sesudah pajak | | 46,61% | | |
| POT | Sebelum pajak | 2 tahun ≤ POT ≤ 5 tahun (*Low Risk*)<br>POT < 2 tahun (*High Risk*) | 1,74 | tahun | Layak (*High Risk*) |
| | Sesudah pajak | | 1,99 | tahun | |
| BEP | | 40% - 60% | 41,24% | | Layak |
| SDP | | - | 24,85% | | - |
| DCFR | | 8,62% | 27,99% | | Layak |

Berdasarkan data evaluasi ekonomi tersebut, maka Pabrik Alumina dinyatakan layak untuk dikaji dan dipertimbangkan lebih lanjut, namun dengan catatan evaluasi ekonomi tersebut belum bisa 100% diaplikasikan untuk perancangan pabrik yang sebenarnya.

# BAB VI
# KESIMPULAN

Berdasarkan Prarancangan Pabrik Kimia Aluminium Oksida dari Bauksit dan NaOH dengan Kapasitas 400.000 Ton/Tahun dapat disimpulkan bahwa :

1. Ditinjau dari segi teknik yang meliputi pengadaan alat produksi, bahan baku, proses produksi, dan kapasitas pabrik, maka Pabrik Alumina dengan kapasitas 400.000 ton/tahun yang akan didirikan di Tayan, Kalimantan Barat termasuk dalam kategori *high risk*.
2. Ditinjau dari segi ekonomi, Pabrik Alumina membutuhkan *Fixed Capital Investmet* (FCI) sebesar $100.771.214 dan Rp402.298.218.812.dan *Working Capital Investment* (WCI) sebesar Rp3.297.526.991.958. Analisis ekonomi Pabrik Alumina menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 56,51% dan ROI sesudah pajak sebesar 46,61% , nilai POT sebelum pajak adalah 1,74 tahun dan POT sesudah pajak adalah 1,99 tahun, dengan BEP sebesar 41,24% dari kapasitas produksi, dan SDP sebesar 24,85% dari kapasitas produksi, serta DCF sebesar 27,99%. Berdasarkan data evaluasi ekonomi tersebut, maka Pabrik Alumina dinyatakan layak untuk dikaji dan dipertimbangkan lebih lanjut, namun dengan catatan evaluasi ekonomi tersebut belum bisa 100% diaplikasikan untuk perancangan pabrik yang sebenarnya.

# DAFTAR PUSTAKA


Alibaba, 2022, Harga Produk, https://www.alibaba.com, 16 Juni 2025

Aries, Robert S., and Robert D. Newton, 1955, "Chemical Engineering Cost Estimation", McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.

Badan Pusat Statistika, 2022, Kebutuhan Ekspor-Impor Alumina, https://www.bps.go.id, 18 Mei 2025

Brown, G.G., 1978, "Unit Operation",Modern Asia Edition, Charles E Tuttle Co., Tokyo.

Brownell, L. E., and Young, E. H., 1959, "Process Equipment Design", John Wiley & Sons, Inc., New York.

Clack A. V. 1973. "Essential Readings in Light Metals: Alumina and Bauxite"

Clack A. V. 1984. "Essential Readings in Light Metals: Alumina and Bauxite"

Comtrade, U. (2021, 11). un comtrade database. Retrieved from ekspor impor: https://comtrade.un.org/

Coulson, J. M. & Richardson, J. F., 1993, Chemical Engineering 2nd ed, vol.6, Japan: Pergamon Press

Dean, A. J., 1979, "Lange's Handbook of Chemistry", 15th Ed, Section 6, Mc Graw Hill Book, Inc., USA

Geankoplis, Christie J., 1993, "Transport Processes and Unit Operation" 3rd ed., Prentice-Hall International, Inc., New Jersey.

Handoko T., Muljana H. 2009. Pengaruh Laju Alir Gas Karbondioksida dan Lama Pembakaran dalam Pemurnian Alumina dari Spent Catalyst. Universitas Katolik Parahyangan.

Joseph L. Anjier, 1985, "*Bayer Process Production of Alumina Hydrate*", Kaiser Aluminium & Chemical Corporation, Oakland, California

Kern, Donald Q., 1983, "Process Heat Transfer", International Student Edition, McGraw-Hill Book Company Japan Ltd., Tokyo

King W. R., 2013, "*Some Studies in Alumina Trihydrate Precipitation Kinetics*", The Minerals, Metals & Material Society

Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1997, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", 3rd ed.,Vol 4, The Inter Science Encyclopedia, Inc., New York.

Ludwig, Ernest E., 1999, “Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol.1,2,3”, 3rd ed., Gulf Publishing Co., Texas.

Matche, 2014, Equipment Index, https://matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html, 16 Juni 2025

McCabe, W. L., Smith, J. C., and Harriott, P., 1993, “Unit Operations of Chemical Engineering”, 5th ed., McGraw-Hill Book Co., Singapore

Muchtar Aziz dan Husaini., 2013, “Teknologi Pemrosesan Bauksit”, Pusat Penelitian dan Pengembangan Teknologi Mineral dan Batubara, Bandung

Perry, R. H., and Green, D.W. 1999. “*Perry’s Chemical Engineers Handbook*”, 7th ed., McGraw-Hill Companies, Inc., New York.

Peter, M. S., and Timmerhaus, K. D., 1991, “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, 4th ed., McGraw-Hill Book Co., Singapore.

Powell, Sheppard T., 1954, “Water Conditioning for Industry”, 1st ed., McGraw Hill Book Company, Inc., New York.

PT. Asahimas Chemical, 2017. ”MSDS Caustic Soda”. Diakses dari https://www.asc.co.id/ , pada 14 September 2023

Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 1987, “*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*”, 4th ed., Mc Graw Hill Book Company, Singapore

Smith, R., 1995, “ *Chemical Process Design and Integration*“, John Wiley and Sons Ltd., USA

Towler, Gavin., and Ray Sinnott., 2008, “Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design”, Elsevier, Inc., London.

Treyball, R. E., 1981, “Mass Transfer Operation”, 3rd ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore.

Ulrich, G.D, 1984. “A Guide To Chemical Engineering process Design and Economics”. John Wiley & Sons. Inc, New York.

Walas, Stanley M., 1990, “Chemical Process Equipment”, Butterworth Heinemann, Newton.

Woloshyn J., Oshinowo L., and Rosten J. 2006. “*Light Metals 2006*”, Travis J. Galloway, Editor: Ontario, Canada

Yamada K. dkk, 2013, “Dehydration Products of Gibbsite by Rotary Kiln and Stational Calciner”, Kikumoto Works, Nihama, Japan

Yaws, Carl L., 1999, “*Chemical Properties Handbook*”, McGraw-Hill Companies, Inc. New York.

# LAMPIRAN

## LAMPIRAN ALAT UTAMA

SPESIFIKASI ALAT PROSES

| Nama | Kode | Fungsi | Jenis | Tekanan (atm) | Suhu ($^oC$) | Ukuran (m) | Bahan Konstruksi | Jumlah | Harga (USD/Unit) | Harga Total ($) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Reaktor *Digestion* | R-01.1 & R-01.2 | Mereaksikan $Al_2O_3.3H_2O$ dengan NaOH | Reaktor Alir Tangki Berpengaduk | 4 | Tin = 140<br>Tout = 140 | D = 3,66<br>H = 5,62 | *Stainless Stell* | 2 | 868.901 | 1.737.803 |
| Reaktor *Precipitation* | R-02.1 & R-02.2 | Mereaksikan $NaAlO_2$ dengan $H_2O$ | Reaktor Alir Tangki Berpengaduk | 4 | Tin = 60<br>Tout = 60 | D = 3,20<br>H = 3,82 | *Stainless Stell* | 2 | 463.667 | 927.333 |
| *Rotary Drum Vacuum Filter 1* | RDVF-01 | Memisahkan padatan yang keluar dari reaktor (R-01) yang merupakan padatan-padatan yang tidak dapat larut *(Redmud)* | *Rotary Drum Vacuum Filter* | 0,87 | Tin = 64,38<br>Tair = 30<br>Tout = 60 | D = 1,83<br>H = 1,22 | *Stainless Stell* | 1 | 277.415 | 277.415 |
| *Rotary Drum Vauum Filter 2* | RDVF-02 | Memisahkan padatan yang keluar dari reaktor (R-02) | *Rotary Drum Vacuum Filter* | 0,87 | Tin = 60<br>Tair = 30<br>Tout = 57,38 | D = 1,83<br>H = 1,22 | *Stainless Stell* | 1 | 163.392 | 163.392 |
| *Rotary Kiln (Calcination)* | RK-01 | Dekomposisi $Al_2O_3.3H_2O$ menjadi $Al_2O_3$ dan $H_2O$ | *Direct Counter-Current Rotary Kiln* | 1 | Tin = 57,38<br>Tout = 1000 | D = 2,31<br>L = 46,28 | *Shell = Carbon steel* | 1 | 3.020.055 | 3.020.055 |
| *Rotary Cooler* | RC-01 | Mendinginkan produk padatan $Al_2O_3$ yang keluar dari *rotary kiln* | *Direct Counter-Current Rotary Cooler* | 1 | Tin = 1000<br>Tout = 50 | D = 2,42<br>L = 14,50 | *Carbon Steel* | 1 | 1.497.989 | 1.497.989 |
| *Evaporator* | EV-01 | Memekatkan NaOH menjadi 48% yang merupakan keluaran *filtrat* RDVF-02 yang berupa NaOH, $H_2O$ dan sisa $Al_2O_3.3H_2O$, $NaAlO_2$ | *Vertical Long Tube Evaporator, Natural Circulation* | 1 | Tin = 57,38<br>Tout = 118,33 | IDs = 1,52<br>IDt = 0,02<br>Hs = 10,30<br>Lt = 7,32 | *Stainless Stell* | 1 | 5.828.295 | 5.828.295 |
| Mixer | M-01 | Mengencerkan NaOH padat menjadi NaOH 48% dengan menggunakan H2O | Tangki Berpengaduk | 1 | Tin = 30<br>Tout = 55,84 | D = 1,22<br>H = 1,54 | *Stainless Stell* | 1 | 267.677 | 267.677 |

## SPESIFIKASI ALAT PENYIMPANAN

| Nama | Kode | Fungsi | Jenis | Tekanan (atm) | Suhu ($^oC$) | Ukuran (m) | Bahan Konstruksi | Jumlah | Harga (/Unit) | Harga Total |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Gudang NaOH | G-01 | Menyimpan bahan baku NaOH | Bangunan beton tertutup | 1 | 30 | Pg = 18,60<br>Lg = 9,80 | Beton | 1 | Rp 629.052.735 | Rp 629.052.735 |
| Gudang Bauksit | G-02 | Menyimpan bahan baku bauksit | Bangunan beton tertutup | 1 | 30 | Pg = 47,27<br>Lg = 24,14 | Beton | 1 | Rp 2.624.343.239 | Rp2.624.343.239 |
| *Hopper 1* | HO-01 | Menampung sementara bahan baku NaOH padat sebelum masuk mixer (M-01) | Silinder vertikal dengan bagian bawah *cone* | 1 | 30 | D = 0,02<br>P = 0,06 | *Stainless Stell* | 1 | $ 1.623 | $ 1.623 |
| *Hopper 2* | HO-02 | Menampung sementara bahan baku bauksit sebelum masuk reaktor (R-01.1) | Silinder vertikal dengan bagian bawah *cone* | 1 | 30 | D = 3,08<br>P = 7,71 | *Stainless Stell* | 1 | $ 18.936 | $ 18.936 |
| Silo | SL-01 | Menampung produk aluminium oksida (alumina) dengan waktu tinggal selama 2 hari | Silinder tegak dengan *conical bottom dan flat head* | 1 | 50 | D = 9,14<br>H = 15,50 | *Stainless Stell* | 1 | $ 98.333 | $ 98.333 |
| Gudang Produk | G-03 | Menyimpan produk alumina | Bangunan beton tertutup | 1 | 30 | Pg = 35,63<br>Lg = 18,31 | Beton | 1 | Rp 1.500.792.983 | Rp1.500.792.983 |

## SPESIFIKASI ALAT PENUKAR PANAS

| Nama | Kode | Fungsi | Jenis | Luas Transfer Panas ($ft^2$) | Shell (m) | Tube (m) | Bahan Konstruksi | Jumlah | Harga (USD/Unit) | Harga Total ($) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| *Heater* | HE-01 | Memanaskan suhu umpan mixing point dari 116,2$^oC$ menjadi 140oC | *Shell and Tube* | 18065,27 | ID = 1,524 | ID = 0,016<br>OD = 0,019<br>L = 7,32 | *Stainless Stell* | 1 | 221.689 | 221.689 |

## SPESIFIKASI ALAT PENEKAN GAS

| Nama | Kode | Fungsi | Jenis | Head (m) | Kapasitas ($m^3$/jam) | Daya (hP) | Bahan Konstruksi | Jumlah | Harga (USD/Unit) | Harga Total |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| *Blower 1* | BL-01 | Menghembuskan udara bebas ke burner rotary kiln dan rotary cooler | *Centrifugal Blower, Single Stage* | 44,383 | 63912,939 | 20 | *Carbon steel* | 1 | 89.135 | 89.135 |

## SPESIFIKASI ALAT TRANSPORTASI CAIR

| Nama | Kode | Fungsi | Jenis | Kapasitas ($m^3$/jam) | Head (m) | Daya (hP) | Bahan Konstruksi | Jumlah | Harga (USD/Unit) | Harga Total |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Pompa 1 | P-01 | Memompa NaOH 48% dari Mixer (M-01) menuju Reaktor (R-01.1) dan menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 4 atm | *Centrifugal pump, single stage* | 1,36 | 31,88 | 0,5 | *Stainless Steel* | 1 | 7.845 | 7.845 |
| Pompa 2 | P-02 | Mengalirkan arus keluaran R-01.1 menuju R-01.2 | *Centrifugal pump, single stage* | 161,06 | 6,01 | 7,5 | *Stainless Steel* | 1 | 17.854 | 17.854 |
| Pompa 3 | P-03 | Mengalirkan arus keluaran *filtrat* RDVF-01 menuju reaktor R-02.1 | *Centrifugal pump, single stage* | 157,45 | 4,20 | 5 | *Stainless Steel* | 1 | 17.854 | 17.854 |
| Pompa 4 | P-04 | Mengalirkan arus keluaran R-02.1 menuju R-02.2 | *Centrifugal pump, single stage* | 88,32 | 4,14 | 5 | *Stainless Steel* | 1 | 15.555 | 15.555 |
| Pompa 5 | P-05 | Mengalirkan arus keluaran *filtrat* RDVF-01 menuju *evaporator* (EV-01) | *Centrifugal pump, single stage* | 78,43 | 11,18 | 7,5 | *Stainless Steel* | 1 | 15.555 | 15.555 |
| Pompa 6 | P-06 | Mengalirkan arus keluaran *evaporator* (EV-01) menuju reaktor (R-01.1) dan menaikkan tekanan dari 1 atm ke 4 atm | *Centrifugal pump, single stage* | 67,67 | 31,68 | 15 | *Stainless Steel* | 1 | 17.854 | 17.854 |

SPESIFIKASI ALAT TRANSPORTASI PADATAN

| Nama | Kode | Fungsi | Jenis | Kapasitas (kg/jam) | Daya (HP) | Ukuran (m) | Bahan Konstruksi | Jumlah | Harga (USD/Unit) | Harga Total ($) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| *Belt Conveyor 1* | BC-01 | Mengangkut bauksit dari gudang (G-01) menuju b*all mill* | *Enclosed Troughed belt on 20° Idlers* | 107645,87 | 5 | Lbelt = 0,46<br>P = 4,18 | *Stainless Stell* | 1 | 9.198 | 9.198 |
| *Belt Conveyor 2* | BC-02 | Mengangkut *redmud* dari RDVF-01 menuju UPL | *Troughed belt on 20° Idlers* | 43620,69 | 5 | Lbelt = 0,36<br>P = 51,47 | *Stainless Stell* | 1 | 13.932 | 13.932 |
| *Belt Conveyor 3* | BC-03 | Mengangkut produk alumina dari silo (SL-01) menuju gudang | *Troughed belt on 20° Idlers* | 50505,05 | 3 | Lbelt = 0,36<br>P = 3,09 | *Stainless Stell* | 1 | 4.464 | 4.464 |
| *Screw Conveyor 1* | SC-01 | Mengangkut bahan baku NaOH dari G-01 menuju BE-01 | *Horizontal Screw Conveyor* | 875,79 | 0,5 | D = 0,08<br>P = 5,70 | *Stainless Stell* | 2 | 2.029 | 4.058 |
| *Screw Conveyor 2* | SC-02 | Mengangkut bauksit dari screening menuju BE-02 | *Horizontal Screw Conveyor* | 107645,87 | 7,5 | D = 0,23<br>P = 8,60 | *Stainless Stell* | 3 | 7.439 | 22.318 |
| *Screw Conveyor 3* | SC-03 | Mengangkut cake output dari RDVF-02 menuju BE-03 | *Horizontal Screw Conveyor* | 78777,70 | 7,5 | D = 0,20<br>P = 12,17 | *Stainless Stell* | 4 | 8.116 | 32.462 |
| *Screw Conveyor 4* | SC-04 | Mengangkut produk alumina dari RC-01 menuju BE-04 | *Horizontal Screw Conveyor* | 50505,05 | 10 | D = 0,18<br>P = 34,66 | *Stainless Stell* | 9 | 13.255 | 119.298 |
| *Bucket Elevator 2* | BE-01 | Mengangkat bahan baku bauksit dari SC-02 menuju R-01.1 | *Centrifugal-discharged Spaced Bucket* | 118410,46 | 25 | T = 14,01<br>Pbuc = 0,41<br>Lbuc = 0,20 | *Stainless Stell* | 1 | 9.062 | 9.062 |
| *Bucket Elevator 4* | BE-04 | Mengangkat produk alumina dari SC-04 menuju Silo-02 (SL-02) | *Centrifugal-discharged Spaced Bucket* | 55555,56 | 15 | T = 16,14<br>Pbuc = 0,30<br>Lbuc = 0,18 | *Stainless Stell* | 1 | 29.622 | 29.622 |
| *Bucket Elevator 3* | BE-03 | Mengangkat keluaran cake RDVF-02 dari SC-03 menuju Kiln (RK-01) | *Centrifugal-discharged Spaced Bucket* | 86655,47 | 15 | T = 2,96<br>Pbuc = 0,36<br>Lbuc = 0,18 | *Stainless Stell* | 1 | 15.961 | 15.961 |
| *Bucket Elevator 1* | BE-01 | Mengangkat bahan baku NaOH padat dari SC-01 menuju Mixer (M-01) | *Centrifugal-discharged Spaced Bucket* | 963,36 | 2 | T = 1,96<br>Pbuc = 0,15<br>Lbuc = 0,10 | *Stainless Stell* | 1 | 30.298 | 30.298 |

SPESIFIKASI PRESSURE REDUCER

| Nama | Kode | Fungsi | Jenis | Kapasitas ($m^3$/jam) | Head (m) | Daya (hP) | Bahan Konstruksi | Jumlah | Harga (USD/Unit) | Harga Total |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| *Pressure Reducer Valve* | PRV-01 | Menurunkan tekanan keluaran Reaktor (R-01.2) dari 4 atm menjadi 1 atm | *Globe valve, fully opened* | 178,203 | 28,633 | 250 | *Stainless Steel* | 1 | 2.435 | 2.435 |

# LAMPIRAN ALAT UTILITAS

## SPESIFIKASI ALAT UTILITAS

| Nama | Kode | Fungsi | Jenis | Tekanan (atm) | Suhu ($^oC$) | Ukuran (m) | | Bahan Konstruksi | Jumlah | Harga (USD/Unit) | Harga Total ($) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Bak Pengendap Partikel Kasar | BU-01 | Mengendapkan kotoran kasar dalam air yang diperoleh dari Sungai Kapuas | Bak persegi panjang | 1 | 30 | P = | 35,96 | Beton bertulang | 1 | Rp 2.082.011.606 | Rp 2.082.011.606 |
| | | | | | | L = | 35,96 | | | | |
| Bak Pengendap Partikel Halus | BU-02 | Mengendapkan kotoran halus dalam air yang diperoleh dari Sungai Kapuas | Bak persegi panjang | 1 | 30 | P = | 35,05 | Beton bertulang | 1 | Rp 1.977.911.026 | Rp 1.977.911.026 |
| | | | | | | L = | 35,05 | | | | |
| Bak Penampung Lanjutan | BU-03 | Menampung air bersih dari saringan pasir (SPU-01) | Bak persegi panjang | 1 | 30 | P = | 32,79 | Beton bertulang | 1 | Rp 1.731.512.760 | Rp 1.731.512.760 |
| | | | | | | L = | 32,79 | | | | |
| Bak Air Pendingin | BU-04 | Menampung air pendingin | Bak persegi panjang | 1 | 30 | P = | 26,52 | Beton bertulang | 1 | Rp 1.132.531.076 | Rp 1.132.531.076 |
| | | | | | | L = | 26,52 | | | | |
| Tangki Tawas | TU-01 | Melarutkan dan membuat larutan tawas 5% yang akan diumpankan ke | Silinder tegak dengan alas datar | 1 | 30 | D = | 3,88 | *Stainless Stell* | 1 | 32.327 | 32.327 |
| | | | | | | H = | 3,88 | | | | |
| Tangki Kapur | TU-02 | Mengurangi kesadahan karbonat dalam air sehinga mempermudah penggumpalan di tangki (TU-04) | Silinder tegak dengan alas datar | 1 | 30 | D = | 9,74 | *Stainless Stell* | 1 | 194.367 | 194.367 |
| | | | | | | H = | 9,74 | | | | |
| Tangki *Poly-elektrolit* | TU-03 | Melarutkan dan membuat larutan *polyelektrolit* 5 % yang akan diumpankan ke tangki (TU-04) | Silinder tegak dengan alas datar | 1 | 30 | D = | 1,46 | *Stainless Stell* | 1 | 4.869 | 4.869 |
| | | | | | | H = | 1,46 | | | | |
| Tangki *Flokulan & Koagulan* | TU-04 | Melarutkan *flokulan* dan *koagulan* sebelum diumpankan ke dalam *clarifier* | Silinder tegak dengan alas datar | 1 | 30 | D = | 7,70 | *Stainless Stell* | 1 | 122.950 | 122.950 |
| | | | | | | H = | 7,70 | | | | |
| Tangki Klorin | TU-05 | Tempat menyimpan klorin | Silinder tegak dengan alas datar | 1 | 30 | D = | 1,09 | *Stainless Stell* | 1 | 2.705 | 2.705 |
| | | | | | | H = | 1,09 | | | | |
| Tangki Klorinasi | TU-06 | Melarutkan kaporit ($Ca(OCl)_2$) untuk diumpankan kedalam tangki sanitasi sebagai penghilang kuman dan patogen | Silinder tegak dengan alas datar | 1 | 30 | D = | 0,62 | *Stainless Stell* | 1 | 1.488 | 1.488 |
| | | | | | | H = | 1,25 | | | | |

| | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Tangki Sanitasi | TU-07 | Menampung air untuk kebutuhan air rumah tangga, kantor dan perumahan | Tangki tower kerucut | 1 | 30 | D = | 11,95 | *Stainless Stell* | 1 | 74.798 | 74.798 |
| | | | | | | H = | 4,48 | | | | |
| Tangki NaOH | TU-08 | Menyiapkan dan menyimpan sodium hidroksida untuk regenerasi penukar *anion* | Silinder vertikal yang dilengkapi pengaduk | 1 | 30 | D = | 1,58 | *Stainless Stell* | 1 | 19.883 | 19.883 |
| | | | | | | H = | 2,14 | | | | |
| Tangki $H_2SO_4$ | TU-09 | Menyiapkan dan menyimpan asam sulfat untuk regenerasi penukar *kation* | Silinder vertikal yang dilengkapi pengaduk | 1 | 30 | D = | 2,30 | *Stainless Stell* | 1 | 37.872 | 37.872 |
| | | | | | | H = | 2,99 | | | | |
| Tangki *Sulfit* | TU-10 | Menyimpan *sodium sulfit* untuk persediaan bahan deaerator selama 1 tahun | Silinder tegak dengan alas datar | 1 | 30 | D = | 2,45 | *Stainless Stell* | 1 | 12.985 | 12.985 |
| | | | | | | H = | 3,23 | | | | |
| Tangki Kondensat | TU-11 | Menyimpan air kondensat dari steam yang terkondensasi selama 1 jam | Silinder horizontal dengan *eliptical head* | 3,5 | 125 | D = | 2,65 | *Stainless Stell* | 1 | 33.274 | 33.274 |
| | | | | | | P = | 8,99 | | | | |
| Tangki *Dowtherm* | TU-12 | Menyimpan *dowtherm* sementara | Silinder dengan conical *head* | 1 | 35 | D = | 6,10 | *Stainless Stell* | 1 | 194.637 | 194.637 |
| | | | | | | H = | 7,32 | | | | |
| Tangki Silika | TU-13 | Menyerap uap air yang dibawa oleh udara tekan. | Silinder vertikal diisi dengan silika | 4 | 44,58 | D = | 4,88 | *Stainless Stell* | 2 | 55.591 | 111.183 |
| | | | | | | H = | 9,27 | | | | |
| Tangki Udara Tekan | TU-14 | Menampung udara tekan selama 2 jam | Silinder horizontal dengan *elliptical head* | 4 | 44,58 | D = | 2,29 | *Stainless Stell* | 1 | 24.617 | 24.617 |
| | | | | | | P = | 6,56 | | | | |
| Tangki *Fuel Oil* | TU-15 | Menyimpan bahan bakar untuk *boiler* selama 1 bulan. | Silinder horizontal *torispherical head* | 1 | 30 | D = | 3,51 | *Stainless Stell* | 1 | 63.166 | 63.166 |
| | | | | | | P = | 11,07 | | | | |
| Tangki LNG | TU-16 | Menyimpan LNG selama 7 hari. | Silinder horizontal dengan *elliptical head* | 1,152 | -195 | D = | 5,89 | *Stainless Stell* | 1 | 186.927 | 186.927 |
| | | | | | | P = | 17,68 | | | | |
| Tangki Solar | TU-17 | Menyimpan bahan bakar untuk generator selama 1 bulan. | Silinder horizontal *torispherical head* | 1 | 30 | D = | 0,89 | *Stainless Stell* | 1 | 4.058 | 4.058 |
| | | | | | | P = | 2,91 | | | | |
| *Clarifier* | CLA-01 | Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid dari tangki pengaduk | Bak silinder tegak dengan alas kerucut | 1 | 30 | D = | 16,41 | *Stainless Stell* | 1 | 99.145 | 99.145 |
| | | | | | | H = | 10,26 | | | | |

| | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Saringan Pasir | SPU-01 | Menyaring kotoran-kotoran yang masih tersisa dalam air | Balok datar berfilter | 1 | 30 | D = | 3,27 | *Stainless Stell* | 1 | 21.236 | 21.236 |
| | | | | | | H = | 3,27 | | | | |
| *Cooling Tower* | CT-01 | Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses | *Inducted Draft Cooling Tower* | 1 | Tin = 50 | P = | 6,90 | *Stainless Stell* | 1 | 80.885 | 80.885 |
| | | | | | Tout= 30 | H = | 13,22 | | | | |
| *Kation Excanger* | KE-01 | Menghilangkan ion-ion positif yang masih terbawa dari air bersih | Silinder vertikal d*ished head* | 1 | 30 | D = | 0,81 | *Stainless Stell* | 2 | 3.111 | 6.222 |
| | | | | | | H = | 1,65 | | | | |
| *Anion Exchanger* | AE-01 | Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari air bersih | Silinder Vertikal d*ished ead* | 1 | 30 | D = | 0,81 | *Stainless Stell* | 2 | 3.111 | 6.222 |
| | | | | | | H = | 1,65 | | | | |
| *Deaerator* | D-01 | Menghilangkan gas-gas yang terlarut seperti $O_2$ dan $CO_2$ | Horizontal dengan head berbentuk *ellips* | 3,5 | 139,41 | D = | 2,73 | *Stainless Stell* | 1 | 44.094 | 44.094 |
| | | | | | | H = | 9,23 | | | | |
| *Boiler* | B-01 | Membuat *saturated steam* | *Fire tube boiler* | 6,09 | 160 | D = | 9,04 | *Stainless Stell* | 1 | 85.619 | 85.619 |
| | | | | | | H = | 18,08 | | | | |
| *Cooler* Utilitas | CLU-01 | Mendinginkan *dowtherm* A sebelum memasuki tangki *dowtherm* menggunakan pendingin air | *Shell and Tube* | 1 | Tin = 85,3 | D = | 0,44 | *Stainless Stell* | 1 | 50.046 | 50.046 |
| | | | | | Tout= 35,0 | P = | 7,32 | | | | |
| Kompresor Utilitas | KU-01 | Menekan udara untuk keperluan instrumen pengendali | *Sentrifugal, 1 stage.* | Pin = 1,0 | Tin = 30,0 | | | *Stainless Stell* | 1 | 76.827 | 76.827 |
| | | | | Pout= 4,0 | Tout= 44,6 | | | | | | |

SPESIFIKASI POMPA UTILITAS

| Nama | Kode | Fungsi | Jenis | Kapasitas ($m^3$/jam) | Head (m) | Daya (hP) | Bahan Konstruksi | Jumlah | Harga (USD/Unit) | Harga Total |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Pompa 1 | PU-01 | Mengalirkan air dari suangai ke bak pengendap partikel kasar (BU-01) | *Centrifugal pump, single stage* | 314,315 | 0,827 | 1,5 | *Carbon steel* | 1 | 18.395 | 18.395 |
| Pompa 2 | PU-02 | Mengalirkan air dari bak penampung lanjutan ke tangki klorinasi (TU-06) | *Centrifugal pump, single stage* | 261,401 | 3,677 | 7,5 | *Carbon steel* | 1 | 18.395 | 18.395 |
| Pompa 3 | PU-03 | Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju ke tangki sanitasi (T-07) | *Centrifugal pump, single stage* | 2,909 | 5,332 | 0,5 | *Carbon steel* | 1 | 3.246 | 3.246 |
| Pompa 4 | PU-04 | Mengalirkan air dari *cooling tower* menuju unit pendingin | *Centrifugal pump, single stage* | 165,896 | 3,622 | 5 | *Carbon steel* | 1 | 16.096 | 16.096 |
| Pompa 5 | PU-05 | Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju *cooling tower* | *Centrifugal pump, single stage* | 170,975 | 14,493 | 15 | *Carbon steel* | 1 | 16.096 | 16.096 |
| Pompa 6 | PU-06 | Mengalirkan air dari *ion exchanger* menuju *deaerator* | *Centrifugal pump, single stage* | 3,700 | 3,458 | 0,5 | *Carbon steel* | 1 | 3.246 | 3.246 |
| Pompa 7 | PU-07 | Mengalirkan air dari deaerator menuju *boiler* | *Centrifugal pump, single stage* | 45,070 | 38,533 | 15 | *Carbon steel* | 1 | 11.226 | 11.226 |
| Pompa 8 | PU-08 | Mengalirkan air dari tangki kondensat menuju *deaerator* | *Centrifugal pump, single stage* | 40,256 | 2,901 | 1 | *Carbon steel* | 1 | 11.226 | 11.226 |
| Pompa 9 | PU-09 | Memompa air dari BU-03 menuju RDVF-01 dan RDVF-02 | *Centrifugal pump, single stage* | 26,926 | 3,391 | 1 | *Carbon steel* | 1 | 8.521 | 8.521 |
| Pompa 10 | PU-10 | Memompa *dowtherm* A dari tangki menuju area proses dan kembali lagi | *Centrifugal pump, single stage* | 167,315 | 9,705 | 10 | *Stainless steel* | 1 | 16.096 | 16.096 |

# LAMPIRAN
# NERACA MASSA

# NERACA MASSA

1. **Spesifikasi Bahan Baku**
   a. **Bauksit ($Al_2O_3.3H_2O$)** - Padat

| Spesifikasi Bauksit | |
|---|---|
| Komponen | Kemurnian |
| $Al_2O_3$ | 55% |
| $Fe_2O_3$ | 15% |
| $TiO_2$ | 3% |
| $SiO_2$ | 8% |
| $H_2O$ | 19% |

   b. **Natrium Hidroksida (NaOH)** - Cair

| Spesifikasi Bauksit | |
|---|---|
| Komponen | Kemurnian |
| NaOH | 48% |
| $H_2O$ | 52% |

2. **Spesifikasi Produk**
   Produk Akhir merupakan Aluminium Oksida atau Alumina ($Al_2O_3$) fase padat dengan spesifikasi berikut:

| Spesifikasi Bauksit | |
|---|---|
| Komponen | Kemurnian |
| $Al_2O_3$ | 99,90% |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 0,01% |

3. **Kapasitas Produksi**

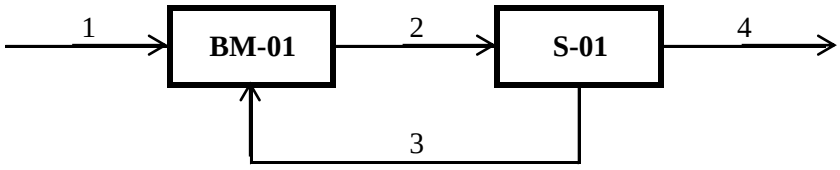
| | | | |
|---|---|---|---|
| Kapasitas produksi setiap tahun | : | 400.000 | ton/tahun |
| Basis | : | 1 | jam operasi |
| Jumlah hari kerja dalam setahun | : | 330 | hari |
| Jumlah jam kerja dalam satu hari | : | 24 | jam |
| Kapasitas produksi setiap jam | : | 50505,051 | kg/jam |

4. **Berat Molekul Setiap Komponen**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bauksit ($Al_2O_3.3H_2O$) | : | 156 | kg/kmol |
| Aluminium Oksida ($Al_2O_3$) | : | 102 | kg/kmol |
| Silicon Dioksida ($SiO_2$) | : | 60 | kg/kmol |
| Besi (III) Oksida ($Fe_2O_3$) | : | 160 | kg/kmol |
| Titanium Dioksida ($TiO_2$) | : | 80 | kg/kmol |
| Air ($H_2O$) | : | 18 | kg/kmol |
| Natriuum Hidroksida (NaOH) | : | 40 | kg/kmol |
| Natrium Aluminat ($NaAlO_2$) | : | 82 | kg/kmol |

## 5. Perhitungan Neraca Massa

### Ball Mill & Vibrating Screen




**Ball Mill (BM-01)**

| Komponen | Input | | | | Output | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | Arus 1 | | Arus 3 (Recycle) | | Arus 2 | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 79657,945 | 510,628 | 19914,486 | 127,657 | 99572,431 | 638,285 |
| $Fe_2O_3$ | 16146,881 | 100,918 | 4036,720 | 25,230 | 20183,601 | 126,148 |
| $TiO_2$ | 3229,376 | 40,367 | 807,344 | 10,092 | 4036,720 | 50,459 |
| $SiO_2$ | 8611,670 | 143,528 | 2152,917 | 35,882 | 10764,587 | 179,410 |
| **Total** | **107645,871** | **795,441** | **26911,468** | **198,860** | **134557,339** | **994,30** |
| **Total** | **134557,339** | | | | **134557,339** | |

**Screening (S-01)**

| Komponen | Input | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | Arus 2 | | Arus 3 (Recycle) | | Arus 4 | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 99572,431 | 638,285 | 19914,486 | 127,657 | 79657,945 | 510,628 |
| $Fe_2O_3$ | 20183,601 | 126,148 | 4036,720 | 25,230 | 16146,881 | 100,918 |
| $TiO_2$ | 4036,720 | 50,459 | 807,344 | 10,092 | 3229,376 | 40,367 |
| $SiO_2$ | 10764,587 | 179,410 | 2152,917 | 35,882 | 8611,670 | 143,528 |
| **Total** | **134557,339** | **994,30** | **26911,468** | **198,860** | **107645,871** | **795,441** |
| **Total** | **134557,339** | | **134557,339** | | | |

### Mixer (M-01)

| Komponen | Input | | Output | |
|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| NaOH | 858,270 | 21,457 | 858,270 | 21,457 |
| $H_2O$ (s) | 17,516 | 0,973 | 0 | 0 |
| $H_2O$ (l) | 912,276 | 50,682 | 929,792 | 51,655 |
| **Total** | **1788,062** | **73,112** | **1788,062** | **73,112** |

**Reaktor (R-01.1) - Digestion**

Konversi = 78%

Perbandingan mol : 1 : 2

| | $Al_2O_3.3H_2O$ | + | 2NaOH | ⟶ | $2NaAlO_2$ | + | $4H_2O$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| m | 511,123 | | 1023,249 | | 0,992 | | 2454,567 |
| r | 398,676 | | 797,352 | | 797,352 | | 1594,704 |
| s | 112,447 | | 225,897 | | 798,344 | | 4049,271 |

| Komponen | Input | | | | Output | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | Bauksit | | Mixing Point | | | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al2O_3.3H_2O$ | 79657,945 | 510,628 | 77,279 | 0,495 | 17541,749 | 112,447 |
| $Fe_2O_3$ | 16146,881 | 100,918 | 0 | 0 | 16146,881 | 100,918 |
| $TiO_2$ | 3229,376 | 40,367 | 0 | 0 | 3229,376 | 40,367 |
| $SiO_2$ | 8611,670 | 143,528 | 0 | 0 | 8611,670 | 143,528 |
| NaOH | 0 | 0 | 40929,970 | 1023,249 | 9035,880 | 225,897 |
| $NaAlO_2$ | 0 | 0 | 81,324 | 0,992 | 65464,208 | 798,344 |
| $H_2O$ | 0 | 0 | 44182,197 | 2454,567 | 72886,878 | 4049,271 |
| **Total** | **107645,871** | **795,441** | **85270,770** | **3479,303** | **192916,641** | **5470,772** |
| **Total** | **192916,641** | | | | **192916,641** | |
| | **kg/jam** | | | | | |

**Reaktor (R-01.2) - Digestion**

Konversi = 95%

Perbandingan mol : 1 : 2

| | $Al_2O_3.3H_2O$ | + | 2NaOH | ⟶ | $2NaAlO_2$ | + | $4H_2O$ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| m | 112,447 | | 225,897 | | 798,344 | | 4049,271 |
| r | 106,825 | | 213,650 | | 213,650 | | 427,299 |
| s | 5,622 | | 12,247 | | 1011,994 | | 4476,570 |

| Komponen | Input | | Output | |
|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 17541,749 | 112,447 | 877,087 | 5,622 |
| $Fe_2O_3$ | 16146,881 | 100,918 | 16146,881 | 100,918 |
| $TiO_2$ | 3229,376 | 40,367 | 3229,376 | 40,367 |
| $SiO_2$ | 8611,670 | 143,528 | 8611,670 | 143,528 |
| NaOH | 9035,880 | 225,897 | 489,899 | 12,247 |
| $NaAlO_2$ | 65464,208 | 798,344 | 82983,468 | 1011,994 |
| $H_2O$ | 72886,878 | 4049,271 | 80578,260 | 4476,570 |
| **Total** | **192916,641** | **5470,772** | **192916,641** | **5791,246** |

**Rotary Drum Vakuum Filter (RDVF-01)**

| Komponen | Input | | | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Feed | | wash water | | Cake (UPL) | | Filtrat | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 877,09 | 5,622 | 0 | 0 | 877,09 | 5,622 | 0 | 0 |
| $Fe_2O_3$ | 16146,88 | 100,918 | 0 | 0 | 16146,88 | 100,918 | 0 | 0 |
| $TiO_2$ | 3229,376 | 40,367 | 0 | 0 | 3229,376 | 40,367 | 0 | 0 |
| $SiO_2$ | 8611,67 | 143,528 | 0 | 0 | 8611,67 | 143,528 | 0 | 0 |
| NaOH | 489,899 | 12,247 | 0 | 0 | 9,798 | 0,245 | 480,101 | 12,0025 |
| $NaAlO_2$ | 82983,47 | 1011,994 | 0 | 0 | 1659,669 | 20,240 | 81323,8 | 991,754 |
| $H_2O$ | 80578,26 | 4476,570 | 0 | 0 | 13086,21 | 727,011 | 75574,26 | 4198,570 |
| Air Proses | 0 | 0 | 8082,20 | 449,011 | | | | |
| **Total** | **192916,6** | **5791,246** | **8082,20** | **449,011** | **43620,69** | **1037,932** | **157378,2** | **5202,33** |
| **Total** | **200998,845** | | | | **200998,845** | | | |

**Reaktor (R-02.1) - Precipitation**

Konversi = 90%

| | $2NaAlO_2$ | + | $4H_2O$ | ⟶ | $Al_2O_3.3H_2O$ | + | 2NaOH |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| m | 991,754 | | 4198,570 | | 0 | | 12,003 |
| r | 892,578 | | 1785,157 | | 446,289 | | 892,58 |
| s | 99,175 | | 2413,413 | | 446,289 | | 904,58 |

| Komponen | Input | | Output | |
|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| NaOH | 480,101 | 12,003 | 36183,232 | 904,581 |
| $NaAlO_2$ | 81323,798 | 991,754 | 8132,380 | 99,175 |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 0 | 0 | 69621,105 | 446,289 |
| $H_2O$ | 75574,258 | 4198,570 | 43441,440 | 2413,413 |
| **Total** | **157378,157** | **5202,326** | **157378,157** | **3863,459** |

**Reaktor (R-02.2) - Precipitation**

Konversi = 99%

| | $2NaAlO_2$ | + | $4H_2O$ | ⟶ | $Al_2O_3.3H_2O$ | + | 2NaOH |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| m | 99,175 | | 2413,413 | | 446,289 | | 904,581 |
| r | 98,184 | | 196,367 | | 49,092 | | 98,184 |
| s | 0,992 | | 2217,046 | | 495,381 | | 1002,764 |

| Komponen | Input | | Output | |
|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| NaOH | 36183,232 | 904,581 | 40110,577 | 1002,764 |
| $NaAlO_2$ | 8132,380 | 99,175 | 81,324 | 0,992 |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 69621,105 | 446,289 | 77279,427 | 495,381 |
| $H_2O$ | 43441,440 | 2413,413 | 39906,830 | 2217,046 |
| **Total** | **157378,157** | **3863,459** | **157378,157** | **3716,183** |

**Rotary Drum Vakuum Filter (RDVF-02)**

| Komponen | Input | | | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Feed | | wash water | | Cake | | Filtrat | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| NaOH | 40110,58 | 1002,764 | 0 | 0 | 0 | 0 | 40110,58 | 1002,764 |
| $NaAlO_2$ | 81,324 | 0,992 | 0 | 0 | 0 | 0 | 81,324 | 0,992 |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 77279,43 | 495,381 | 0 | 0 | 77202,1 | 494,886 | 77,279 | 0,495 |
| $H_2O$ | 39906,83 | 2217,046 | 0 | 0 | 1575,554 | 87,531 | 56878,34 | 3159,908 |
| Air proses | 0 | 0 | 18547,1 | 1030,39 | | | | |
| **Total** | **157378,2** | **3716,183** | **18547,06** | **1030,392** | **78777,7** | **582,416** | **97147,5** | **4164,159** |
| **Total** | **175925,220** | | | | **175925,220** | | | |

**Rotary Kiln (RK-01) - Calcination**

**Pada Zona 1 terjadi penguapan $H_2O$**

| Komponen | Input | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Zona 2 | | Uap Panas | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 77202,147 | 494,886 | 77202,147 | 494,886 | 0 | 0 |
| $H_2O$ | 1575,554 | 87,531 | 0 | 0 | 1575,554 | 87,531 |
| **Total** | **78777,701** | **582,416** | **77202,147** | **494,886** | **1575,554** | **87,531** |

**Reaksi pertama terjadi pada Zona 3 pada suhu (200-300 $^oC$)**

| | $Al_2O_3.3H_2O$ | $\longrightarrow$ | 2AlOOH | + | $2H_2O$ |
|---|---|---|---|---|---|
| m | 494,886 | | 0 | | 0 |
| r | 494,391 | | 988,781 | | 988,781 |
| s | 0,495 | | 988,781 | | 988,781 |

| Komponen | Input | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Zona 4 | | Uap Panas | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 77202,147 | 494,886 | 77,202 | 0,495 | 0 | 0 |
| AlOOH | 0 | 0 | 59326,881 | 988,781 | 0 | 0 |
| $H_2O$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 17798,064 | 988,781 |
| **Total** | **77202,147** | **494,886** | **59404,083** | **989,276** | **17798,064** | **988,781** |
| **Total** | **77202,147** | | **77202,147** | | | |

**Reaksi kedua terjadi pada Zona 4 pada suhu 500$^o$C**

| | 2AlOOH | ⟶ | $Al_2O_3$ | + | $H_2O$ |
|---|---|---|---|---|---|
| m | 988,781 | | 0 | | 0 |
| r | 988,781 | | 494,391 | | 494,391 |
| s | 0,000 | | 494,391 | | 494,391 |

| Komponen | Input | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Zona 5 | | Uap Panas | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| AlOOH | 59326,881 | 988,781 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| $Al_2O_3$ | 0 | 0 | 50427,849 | 494,391 | 0 | 0 |
| $H_2O$ | 0 | 0 | 0 | 0 | 8899,032 | 494,391 |
| **Total** | **59326,881** | **988,781** | **50427,849** | **494,391** | **8899,032** | **494,391** |
| **Total** | **59326,881** | | **59326,881** | | | |

**Neraca Massa Total**

| Komponen | Input | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Produk | | Uap Panas | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 77202,147 | 494,886 | 77,202 | 0,495 | 0 | 0 |
| $Al_2O_3$ | 0 | 0 | 50427,849 | 494,391 | 0 | 0 |
| $H_2O$ | 1575,554 | 87,531 | 0 | 0 | 28272,650 | 1570,703 |
| **Total** | **78777,701** | **582,416** | **50505,051** | **494,886** | **28272,650** | **1570,703** |
| **Total** | **78777,701** | | **78777,701** | | | |

**Evaporator (EV-01)**

| Komponen | Input | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Hasil Atas | | Bawah (Recycle) | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| NaOH | 40110,577 | 1002,764 | 0 | 0 | 40110,577 | 1002,764 |
| $NaAlO_2$ | 81,324 | 0,992 | 0 | 0 | 81,324 | 0,992 |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 77,279 | 0,495 | 0 | 0 | 77,279 | 0,495 |
| $H_2O$ | 56878,338 | 3159,908 | 13664,810 | 759,156 | 43213,529 | 2400,752 |
| **Total Arus** | **97147,518** | **4164,159** | **13664,810** | **759,156** | **83482,709** | **3405,003** |
| **Total** | **97147,518** | | **97147,518** | | | |
| | **kg/jam** | | | | | |

# LAMPIRAN
# NERACA PANAS

# NERACA PANAS

**Perhitungan Neraca Panas**

**Reaktor (R-01.1) - Digestion**

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 3.802.125,526 | 836.467,616 |
| $Fe_2O_3$ | 724.620,985 | 724.620,985 |
| $TiO_2$ | 81.975,771 | 81.975,771 |
| $SiO_2$ | 531.571,050 | 531.571,050 |
| $NaAlO_2$ | 9.438,155 | 7.597.546,843 |
| NaOH | 10.229.728,195 | 2.258.359,729 |
| $H_2O$ | 21.339.498,543 | 35.203.532,756 |
| Q Reaksi | 28.599.908,633 | - |
| Q Beban | - | 18.084.792,109 |
| **Total** | **65.318.866,858** | **65.318.866,858** |

**Reaktor (R-01.2) - Digestion**

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 836.467,616 | 41.823,381 |
| $Fe_2O_3$ | 724.620,985 | 724.620,985 |
| $TiO_2$ | 81.975,771 | 81.975,771 |
| $SiO_2$ | 531.571,050 | 531.571,050 |
| $NaAlO_2$ | 7.597.546,843 | 9.630.770,838 |
| NaOH | 2.258.359,729 | 122.441,768 |
| $H_2O$ | 35.203.532,756 | 38.918.382,949 |
| Q Reaksi | 12.772.181,420 | - |
| Q Beban | - | 9.954.669,428 |
| **Total** | **60.006.256,169** | **60.006.256,169** |

**Mixer (M-01)**

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| NaOH | 9.625,367 | 46.989,556 |
| $H_2O$ (s) | 378,358 | - |
| $H_2O$ (l) | 19.706,161 | 97.853,030 |
| QPelarutan | 304.262,389 | |
| Qbeban | - | 189.129,689 |
| **Total** | **333.972,276** | **333.972,276** |

**Rotary Drum Vakuum Filter (RDVF-01)**

| Komponen | Input | Output | |
|---|---|---|---|
| | | Cake | Filtrat |
| | (kJ/jam) | (kJ/jam) | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 79.830,744 | 88.482,339 | - |
| $Fe_2O_3$ | 1.199.769,445 | 1.321.253,863 | - |
| $TiO_2$ | 65.454,043 | 68.252,574 | - |
| $SiO_2$ | 953.062,040 | 1.053.600,175 | - |
| $NaAlO_2$ | 7.071.844,704 | 145.966,061 | 7.152.336,983 |
| NaOH | 42.151,089 | 749,595 | 36.730,166 |
| $H_2O$ | 13.316.380,086 | 1.923.308,523 | 11.107.314,906 |
| Air Proses | 169.503,034 | - | - |
| **Total** | **22.897.995,184** | **4.601.613,130** | **18.296.382,054** |
| **Total** | **22.897.995,184** | | **22.897.995,184** |

**Reaktor (R-02.1) - Precipitation**

| Komponen | Input | Output |
|---|---|---|
| | (kJ/jam) | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | - | 7.050.275,664 |
| $NaAlO_2$ | 49.955.016,019 | 4.995.501,602 |
| NaOH | 36.573,518 | 2.756.392,781 |
| $H_2O$ | 11.060.023,348 | 6.357.499,956 |
| Q Reaksi | - | 26.679.610,870 |
| Q Beban | - | 13.212.332,012 |
| **Total** | **61.051.612,885** | **61.051.612,885** |

**Reaktor (R-02.2) - Precipitation**

| Komponen | Input | Output |
|---|---|---|
| | (kJ/jam) | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 7.050.275,664 | 7.825.805,987 |
| $NaAlO_2$ | 4.995.501,602 | 49.955,016 |
| NaOH | 2.756.392,781 | 3.055.572,900 |
| $H_2O$ | 6.357.499,956 | 5.840.222,383 |
| Q Reaksi | - | 2.934.757,196 |
| Q Beban | - | 1.453.356,521 |
| **Total** | **21.159.670,003** | **21.159.670,003** |

**Rotary Drum Vakuum Filter (RDVF-02)**

| Komponen | Input | Output | |
|---|---|---|---|
| | | Cake | Filtrat |
| | (kJ/jam) | (kJ/jam) | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 7.796.103,243 | 6.545.811,142 | 7.535,218 |
| $NaAlO_2$ | 49.762,475 | - | 48.070,693 |
| NaOH | 3.068.660,194 | - | 2.773.005,858 |
| $H_2O$ | 5.865.194,592 | 240.625,145 | 7.553.648,448 |
| Air Proses | 388.976,000 | - | - |
| **Total** | **17.168.696,503** | **6.786.436,287** | **10.382.260,216** |
| **Total** | **17.168.696,503** | | **17.168.696,503** |

**Rotary Kiln (RK-01) - Calcination**

| Komponen | Input | Output | |
|---|---|---|---|
| | | Produk | Gas Panas |
| | (kJ/jam) | (kJ/jam) | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 1.963.667,303 | 23.036,923 | - |
| $Al_2O_3$ | - | 19.565.510,964 | - |
| $H_2O$ | 284.555,523 | - | 2.248.222,826 |
| Flue Gas | 19.588.547,887 | - | |
| **Total** | **21.836.770,713** | **19.588.547,887** | **2.248.222,826** |
| **Total** | **21.836.770,713** | | **21.836.770,713** |

**Evaporator (EV-01)**

| Komponen | Input | Output | |
|---|---|---|---|
| | | Hasil Bawah | Hasil Atas |
| | (kJ/jam) | (kJ/jam) | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 16.177,675 | 51.588,809 | - |
| $NaAlO_2$ | 17.024,324 | 54.288,677 | - |
| NaOH | 8.396.748,136 | 26.776.296,835 | - |
| $H_2O$ | 11.906.911,379 | 28.847.709,569 | 36.941.674,843 |
| Q steam | 72.334.697,218 | | - |
| **Total** | **92.671.558,732** | **55.729.883,890** | **36.941.674,843** |
| **Total** | **92.671.558,732** | | **92.671.558,732** |

**Rotary Cooler (RC-01)**

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 44.928,911 | 117.073,250 |
| $Al_2O_3$ | 38.158.616,033 | 619.308,634 |
| Udara | 66.183.874,397 | 103.651.037,457 |
| **Total** | **104.387.419,341** | **104.387.419,341** |

**Heater (HE-01)**

| Komponen | Input (kJ/jam) | Output (kJ/jam) |
|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 3.971,050 | 3.685,097 |
| $NaAlO_2$ | 24.566,675 | 22.462,339 |
| NaOH | 8.115.720,050 | 10.229.670,700 |
| $H_2O$ | 16.863.605,237 | 21.340.114,573 |
| Q Beban | 6.673.212,025 | - |
| **Total** | **31.595.932,708** | **31.595.932,708** |

# LAMPIRAN
# ALAT BESAR

**REAKTOR DIGESTION**
**(R-01)**

**Umpan Masuk Reaktor Digestion (R-01)**

1. Umpan Masuk dari Ball Mill

| Komponen | BM | Input | | %wt |
|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 79657,945 | 510,628 | 74 |
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 100,918 | 15 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 40,367 | 3 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,670 | 143,528 | 8 |
| **Total** | | **107645,871** | **795,441** | **100,00** |

2. Umpan Masuk Recycle dari Mixing Point

| Komponen | BM | Input | | %wt |
|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | |
| NaOH | 40 | 40929,970 | 1023,249 | 48 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,324 | 0,992 | 0 |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77,279 | 0,495 | 0 |
| $H_2O$ | 18 | 44182,197 | 2454,567 | 52 |
| **Total** | | **85270,770** | **3479,303** | **100** |

3. Komponen Total Masuk Reaktor (R-01)

| Komponen | BM | Input | |
|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 79735,224 | 511,123 |
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 100,918 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 40,367 |
| SiO2 | 60 | 8611,670 | 143,528 |
| NaOH | 40 | 40929,970 | 1023,249 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,324 | 0,992 |
| $H_2O$ | 18 | 44182,197 | 2454,567 |
| **Total** | | **192916,641** | **4274,744** |

**Densitas Komponen Umpan Masuk**

Suhu Umpan Masuk = 140 $^oC$ = 413 K

ρ (g/cm3) = A(B^-(1-T/Tc)^n)

Yaws

| Komponen | A | B | n | Tc | Tmin | Tmax | ρ 25℃ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $SiO_2$ | 0,33537 | 0,1 | 0,28571 | 4076,87 | 2000 | 2200 | |
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,2857 | 647,13 | 273,16 | 647,13 | 1,027 |
| NaOH | 0,19975 | 0,09793 | 0,25382 | 2820 | 596 | 2000 | |

Perry's

| Komponen | Specific.Grav | ρ (kg/L) | ρ (kg/m3) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 3,99 | 3,99 | 3990 |

rapat massa air
1 g/cm3

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| $Fe_2O_3$ | 5,12 | 5,12 | 5120 | 1 | kg/L |
| $TiO_2$ | 4,26 | 4,26 | 4260 | | |
| $NaAlO_2$ | 0,97xρair (20°C) | 1,00118 | 1001,18 | | |

| Komponen | (1-T/Tc)^n | (B^-(1-T/Tc)^n) | ρ (kg/L) | ρ (kg/m3) |
|---|---|---|---|---|
| $SiO_2$ | 0,9699 | 9,3313 | 3,1295 | 3129,45404 |
| $H_2O$ | 0,7479 | 2,6334 | 0,9141 | 914,052 |
| NaOH | 0,9606 | 9,3181 | 1,8613 | 1861,300 |
| $H_2O$ (20°C) | 0,8418 | 2,9736 | 1,0321 | 1032,14704 |

Sehingga,

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (Kg/L) | xi.ρ | Fv (L/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 79735,224 | 511,123 | 0,413 | 3,990 | 1,649 | 19983,7655 |
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 100,918 | 0,084 | 5,120 | 0,429 | 3153,68764 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 40,367 | 0,017 | 4,260 | 0,071 | 758,069516 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,670 | 143,528 | 0,045 | 3,129 | 0,140 | 2751,81217 |
| NaOH | 40 | 40929,970 | 1023,249 | 0,212 | 1,861 | 0,395 | 21989,9919 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,324 | 0,992 | 0,000 | 1,001 | 0,000 | 81,2277351 |
| $H_2O$ | 18 | 44182,197 | 2454,567 | 0,229 | 1,032 | 0,236 | 42806,1074 |
| **Total** | | **192916,641** | **4274,744** | **1** | **20,394** | **2,920** | **91524,6619** |

menghitung debit masuk reaktor (Fv)

$$Fv = \frac{\text{Massa (kg/jam)}}{\rho \text{ mix (kg/l)}} = \frac{192916,641}{2,920} = 66058,801 \text{ l/jam}$$

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{Fv} = \frac{511,123}{66058,801} = 0,00774 \text{ kmol/l}$$

$$C_{B0} = \frac{F_{B0}}{Fv} = \frac{1023,249}{66058,801} = 0,01549 \text{ kmol/l}$$

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = \frac{0,01549}{0,00774} = 2$$

**Tinjauan Kinetika**

Berdasarkan perhitungan konstanta kecepatan reaksi pada tinjauan kinetika didapat nilai kontanta laju reaksi yaitu:

$k = 0,002 \ s^{-1}$

$= 7,2 \ h^{-1}$

**Optimasi Reaktor**

Menghitung Jumlah reaktor:

1. Menggunakan 1RATB

   Persamaan Neraca Mol

$$Rin - Rout + Rgen = Racc$$

$$F_{A0} - F_A + r_A.V_1 = 0$$

$$F_{A0} - F_{A0}(1-X_A) + r_A.V_1 = 0$$

$$F_{A0}(X_{A1} - X_{A0}) = (-r_A)V_1$$

$$V_1 = \frac{F_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{(-r_A)}$$

$$V_1 = \frac{F_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{k.C_A}$$

$$V_1 = \frac{Fv.C_{A0}.(X_{A1}-X_{A0})}{k.\ C_{A0}.(1-X_A)}$$

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-X_A)}$$

$$V_1\ .\ k.\ (1-XA) = Fv.(X_{A1}-X_{A0})$$

$$\frac{V_1\ .\ k.\ (1-XA)}{Fv} = (X_{A1}-X_{A0})$$

$$X_{A0} = X_{A1} - \frac{V1.\ k.\ (1-X_A)}{Fv}$$

Ditetapkan:

$X_{A0}$ = -0,2773

$X_{A1}$ = 0,95

Perhitungan menggunakan metode goalseek dengan mengubah V uji coba agar $X_{A0} = 0$

V uji coba = 225204 l

Pembuktian perhitungan volume

Ditetapkan :

k = 7,2 /jam

Fv = 66058,801 l/jam

$X_{A0}$ = 0

$X_{A1}$ = 0,95

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-X_A)}$$

$$= \frac{87697{,}018\ \text{l/jam} \times (0{,}95-0)}{7{,}2/\text{jam}\ (1-0{,}95)}$$

= 174322 l

= 174,322 $m^3$

= 46050,9572 gall

V Overdesign = 0,2 volume cairan dlm reaktor (V1) (Peters & Timmerhaus, 1991)

= 1,2 x 46050,9572 gall

= 55261,1487 gall

2. Menggunakan 2RATB

Reaktor 1

Persamaan Neraca Mol

Rin - Rout + Rgen = Racc

$F_{A0}-F_A + r_A.V_1 = 0$

$F_{A0}-F_{A0}(1-X_A)+ r_A.V_1 = 0$

$F_{A0}(X_{A1}-X_{A0}) = (-r_A)V_1$

$$V_1 = \frac{F_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{(-r_A)}$$

$$V_1 = \frac{F_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{k.C_A}$$

$$V_1 = \frac{Fv.C_{A0}.(X_{A1}-X_{A0})}{k.\ C_{A0}.(1-X_A)}$$

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-X_A)}$$

Reaktor 2

Persamaan Neraca Mol

Rin - Rout + Rgen = Racc

$F_{A0}-F_A + r_A.V_1 = 0$

$F_{A0}-F_{A0}(1-X_A)+ r_A.V_1 = 0$

$F_{A0}(X_{A2}-X_{A1}) = (-r_A)V_1$

$$V_2 = \frac{F_{A0}(X_{A2}-X_{A1})}{(-r_A)}$$

$$V_2 = \frac{F_{A0}(X_{A2}-X_{A1})}{k.CA}$$

$$V_2 = \frac{Fv.C_{A0}.(X_{A2}-X_{A1})}{k.\ C_{A0}.(1-X_{A2})}$$

$$V_2 = \frac{Fv.(X_{A2}-X_{A1})}{k\ .(1-X_{A2})}$$

$$V1 = V2$$

$$\frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-X_A)} = \frac{Fv.(X_{A2}-X_{A1})}{k\ .(1-X_{A2})}$$

Ditetapkan:

$X_{A0} = 0,00$

$X_{A2} = 0,95$

Dilakukan perhitungan menggunakan metode goalseek dengan mengubah V uji coba agar $X_{A0} = 0$ untuk mendapatkan nilai $X_{A1}$

$$X_{A0} = X_{A1} - \frac{(X_{A2}-X_{A1}) \times (1-X_{A1})}{(1-X_{A2})}$$

V uji coba = 31856,3992 liter

Didapatkan :

$X_{A1} = 0,78$

Pembuktian perhitungan volume

Ditetapkan :

k = 7,2 /jam

Fv = 66058,801 l/jam

$X_{A0} = 0,00$

$X_{A1} = 0,78$

$X_{A2} = 0,95$

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-XA1)}$$

$$= \frac{71286,2\ L/jam \times (0,776 - 0)}{7,2/jam \times (1-0,776)}$$

= 31856,3992 L

$$V_2 = \frac{Fv.(X_{A2}-X_{A1})}{k\ .(1-XA2)}$$

$$= \frac{71286{,}2\ L/jam \times (0{,}95 - 0{,}776)}{7{,}2/jam \times (1-0{,}95)}$$

$$= 31856{,}3992\ L$$

Jadi, $V_1 = V_2$

$31856{,}3992 = 31856{,}3992$

V Cairan = $V_1$ = $V_2$

= 31856,3992 l = 31856,3992 l

= 31,856 $m^3$ = 31,856 $m^3$

= 8415,570 gall = 8415,570 gall

V Overdesign = 0,2 volume cairan dlm reaktor ($V_1$) (Peters & Timmerhaus, 1991)

= 1,2 × 8415,570 gal

= 10098,684 gall

3. Menggunakan 3RATB

Reaktor 1

Persamaan Neraca Mol

Rin - Rout + Rgen = Racc

$F_{A0}-F_A + r_A.V_1 = 0$

$F_{A0}-F_{A0}(1-X_A)+ r_A.V_1 = 0$

$F_{A0}(X_{A1}-X_{A0}) = (-r_A)V_1$

$$V_1 = \frac{F_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{(-r_A)}$$

$$V_1 = \frac{F_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{k.C_A}$$

$$V_1 = \frac{Fv.C_{A0}.(X_{A1}-X_{A0})}{k.\ C_{A0}.(1-X_A)}$$

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-X_A)}$$

Reaktor 2

Persamaan Neraca Mol

Rin - Rout + Rgen Racc

$F_{A0}-F_A + r_A.V_1$ 0

$F_{A0}-F_{A0}(1-X_A)+ r_A.V_1$ 0

$F_{A0}(X_{A2}-X_{A1})$ $(-r_A)V_1$

$$V_2 \quad \frac{F_{A0}(X_{A2}-X_{A1})}{(-r_A)}$$

$$V_2 \quad \frac{F_{A0}(X_{A2}-X_{A1})}{k.C_A}$$

$$V_2 \quad \frac{Fv.C_{A0}.(X_{A2}-X_{A1})}{k.\ C_{A0}.(1-X_{A2})}$$

$$V_2 \quad \frac{Fv.(X_{A2}-X_{A1})}{k\ .(1-X_{A2})}$$

Reaktor 3

Persamaan Neraca Mol

$$\text{Rin - Rout + Rgen} = \text{Racc}$$

$$F_{A0}-F_A + r_A.V_1 = 0$$

$$F_{A0}-F_{A0}(1-X_A)+ r_A.V_1 = 0$$

$$F_{A0}(X_{A3}-X_{A2}) = (-r_A)V1$$

$$V_3 = \frac{F_{A0}(X_{A3}-X_{A2})}{(-r_A)}$$

$$V_3 = \frac{F_{A0}(X_{A3}-X_{A2})}{k.C_A}$$

$$V_3 = \frac{Fv.C_{A0}.(X_{A3}-X_{A2})}{k.\ C_{A0}.(1-X_{A3})}$$

$$V_3 = \frac{Fv.(X_{A3}-X_{A2})}{k\ .(1-X_{A3})}$$

$$V_1 = V_2 = V_3$$

$$\frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-X_A)} = \frac{Fv.(X_{A2}-X_{A1})}{k\ .(1-X_{A2})} = \frac{Fv.(X_{A3}-X_{A2})}{k\ .(1-X_{A3})}$$

Ditetapkan :

$X_{A0} = 0{,}00$

$X_{A3} = 0{,}95$

Dilakukan perhitungan menggunakan metode goalseek dengan mengubah V uji coba agar $X_{A0} = 0$ untuk mendapatkan nilai $X_{A1}$ dan $X_{A2}$

$$X_{A0} = X_{A1} - \frac{(X_{A3}-X_{A2}) \times (1- X_{A1})}{(1-X_{A3})}$$

V uji coba = 15729,9276 l

Didapatkan :

$X_{A1} = 0{,}63$

$X_{A2} = 0{,}86$

Pembuktian perhitungan volume

Ditetapkan :

$k = 7{,}2$ /jam

$Fv = 66058{,}8011$ l/jam

$X_{A0} = 0{,}00$

$X_{A1} = 0{,}63$

$X_{A2} = 0{,}86$

$X_{A3} = 0{,}95$

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-X_A)}$$

$$= \frac{87697{,}018 \text{ L/jam} \times (0{,}63-0)}{7{,}2/\text{jam}\ (1-0{,}63)}$$

$$= 15729{,}9276 \text{ L}$$

$$V_2 = \frac{Fv.(X_{A2}-X_{A1})}{k\ .(1-X_{A2})}$$

$$= \frac{87697{,}018 \text{ L/jam} \times (0{,}86-0{,}63)}{7{,}2/\text{jam}\ (1-0{,}86)}$$

$$= 15729{,}9276 \text{ L}$$

$$V_3 = \frac{Fv.(X_{A3}-X_{A2})}{k.(1-X_{A3})}$$

$$= \frac{87697{,}018 \text{ L/jam x } (0{,}95-0{,}86)}{7{,}2/\text{jam } (1-0{,}95)}$$

$$= 15729{,}9276 \text{ L}$$

Jadi, $V_1 = V_2 = V_3$

$15729{,}9276 = 15729{,}9276 = 15729{,}9276$

V Cairan $= V_1 = V_2 = V_2$

$= 15729{,}9276$ l

$= 15{,}730$ $m^3$

$= 4155{,}407$ gall

V Overdesign $= 0{,}2$ volume cairan dlm reaktor ($V_1$) *(Peters and Timmerhaus, 1991)*

$= 1{,}2 \times 4155{,}407$ gall

$= 4986{,}489$ gall

**Pemilihan Reaktor**

Dalam menentukan jumlah reaktor hal yang perlu dipertimbangkan adalah biaya pembelian alat. Berikut merupakan persamaan untuk menentukan biaya pembelian alat :

$$Ex = Ey\frac{Nx}{Ny}$$

dengan Ex = Biaya pembelian alat pada tahun x

Ey = Biaya pembelian alat pada tahun y

Nx = Nilai index pada tahun x

Ny = Nilai index pada tahun y

Data Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) untuk RATB

| Tahun | CEPCI |
|---|---|
| 2014 | 668,1 |
| 2015 | 649,2 |
| 2016 | 653,6 |
| 2017 | 693,2 |
| 2018 | 732,6 |
| 2019 | 777,7 |
| 2020 | 750,5 |
| 2021 | 776,3 |
| 2022 | 832,1936 |

https://chemengonline.com/?s=cepci

Harga pembelian reaktor pada tahun tertentu dapat diperoleh dari www.matche.com:

Tipe Reaktor = Jacketed and Agitated

Material = Stainless Steel SA167

Diketahui harga pembelian alat (reaktor) pada tahun 2014, sebagai berikut :

| Jumlah Reaktor | Volume reaktor (gal) | Harga /unit tahun 2014 (US$) |
|---|---|---|
| 1 | 46.051 | 1.380.600 |
| 2 | 8.416 | 642.400 |
| 3 | 4.155 | 385.500 |

www.matche.com

Maka harga RATB pada tahun 2022 adalah

$$E_{2022} = E_{2014} \times \frac{N_{2022}}{N_{2014}}$$

$$= 1380600 \times \frac{832,194}{668,1}$$

$$= 1719692,388 \text{ per unit}$$

Harga total reaktor = 1 unit x 1719692,388

= 1719692,39

Dengan cara yang sama, diperoleh harga total Reaktor :

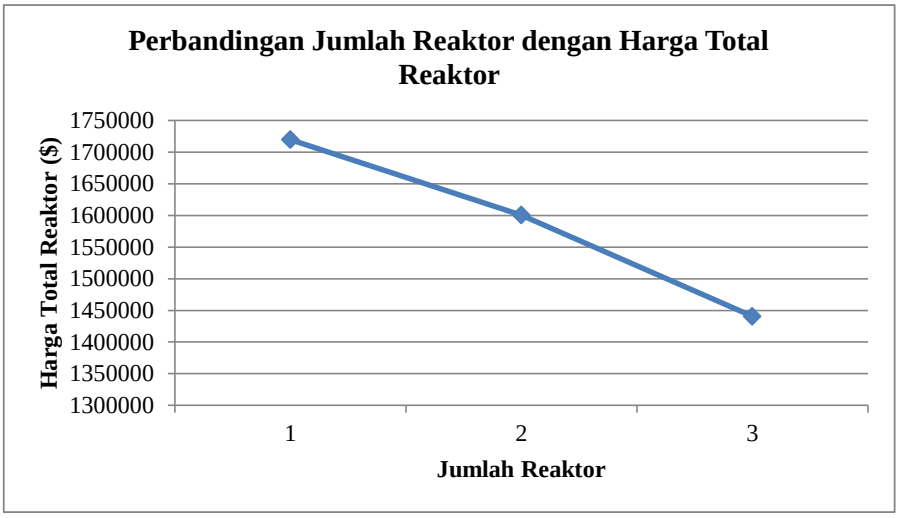
| Jumlah | Volume (gall) | Waktu Reaksi (menit) | Harga/Unit tahun 2014 | Harga/Unit Tahun 2022 (US $) | Harga Total Tahun 2022 (US $) |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 46050,957 | 158,333 | 1380600 | 1719692,388 | 1719692,388 |
| 2 | 8415,570 | 28,935 | 642400 | 800181,363 | 1600362,726 |
| 3 | 4155,407 | 14,287 | 385500 | 480183,5546 | 1440550,664 |

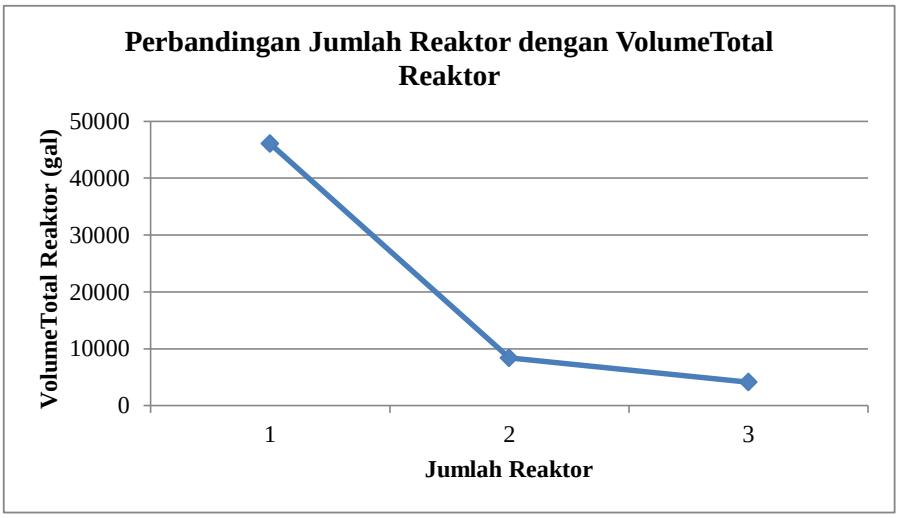
Sehingga, dapat disimpulkan:

| **Jumlah reaktor** | **Volume (gall)** | | **Konversi** | | **Waktu Tinggal (mnt)** | **Harga Total (US $)** |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | **cairan** | **over design** | | | | |
| 1 | 46050,9572 | 55261,1487 | $X_{A0}$ | 0,00 | 158,333 | 1719692,388 |
| | | | $X_{A1}$ | 0,95 | | |
| 2 | 8415,570 | 10098,684 | $X_{A0}$ | 0,00 | 28,935 | 1600362,726 |
| | | | $X_{A1}$ | 0,78 | | |
| | | | $X_{A2}$ | 0,95 | | |
| 3 | 4155,407 | 4986,489 | $X_{A0}$ | 0,00 | 14,287 | 1440550,664 |
| | | | $X_{A1}$ | 0,63 | | |
| | | | $X_{A2}$ | 0,86 | | |
| | | | $X_{A3}$ | 0,95 | | |

Keputusan Perancang :

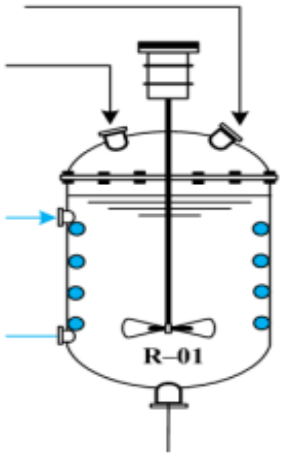
1. Berdasarkan *Agriculture Journals "Role of Peracids Revisited for Delignification, Bleaching" (Ricketts, J Drew, 1995)* kesetimbangan reaksi biasanya tercapai kurang dari 30 menit
2. Dipilih 2 reaktor dengan harga $ 1600362,73
   dengan meninjau harga yang jauh lebih murah serta biaya maintenance yang relatif lebih rendah.


Perbandingan Jumlah Reaktor dengan Harga Total Reaktor
Harga Total Reaktor ($)
1750000
1700000
1650000
1600000
1550000
1500000
1450000
1400000
1350000
1300000
1
2
3
Jumlah Reaktor


Perbandingan Jumlah Reaktor dengan VolumeTotal Reaktor
VolumeTotal Reaktor (gal)
50000
40000
30000
20000
10000
0
1
2
3
Jumlah Reaktor

# REAKTOR DIGESTION
## (R-01.1)

**Fungsi** : Mereaksikan $Al_2O_3.3H_2O$ dengan NaOH
**Jenis** : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
**Fasa** : Padat - Cair




**Kondisi Operasi**

Tekanan : 4 atm
Suhu : 140 $^oC$
Konversi : 0,78
Rasio Mol : $Al_2O_3.3H_2O$ : NaOH = 1 : 2

**Reaksi Pada Reaktor**

$$Al_2O_3.3H_2O + 2NaOH \longrightarrow 2NaAlO_2 + 4H_2O$$

Disederhanakan menjadi :

$$A + 2B \longrightarrow 2C + 4D$$

**1. Menentukan Volume Reaktor**

**Volume Cairan dalam Reaktor (VL)**

V Cairan = 31856,399 l
= 31,856 $m^3$
= 8415,570 gall

**V reaktor Pasca Over Design**

Overdesign = 20%
Sehingga,
100% + 20% = 120% (Peters and Timmerhaus, 1991)

Maka, volume reaktor pasca overdesign

= 8415,570 gall x 1,2

= 10098,684 gall

= 38,224 $m^3$

## 2. Menentukan Dimensi Reaktor

**Table 8.8 Typical Manufacturer's Standard Stirred Reactors[a] (All-Welded Construction)**

| | Actual Capacity (gal full) | | | Outside Diameter of Innershell (in). | | | Straight Side (in). | | | Heat-Transfer Area (sq ft) | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Rated Capacity (gal) | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | B-sp[b] |
| 300 | 357 | 414 | | 48 | 48 | | 33 | 40 | | 41 | 51.3 | | |
| 500 | 580 | 653 | 559 | 48 | 54 | 54 | 58 | 51 | 51 | 80 | 60 | 70 | 75 |
| 750 | 860 | 898 | 807 | 60 | 60 | 60 | 52 | 59 | 60 | 96 | 85 | 93 | 97 |
| 1000 | 1142 | 1155 | 1075 | 60 | 60 | 66 | 72 | 80 | 66 | 122 | 105 | 112 | 118 |
| 1200 | | | 1253 | | | 66 | | | 78 | | | 126 | 135 |
| 1250 | | 1483 | | | 72 | | | 68 | | | 115 | | |
| 1500 | 1799 | 1779 | 1554 | 78 | 78 | 72 | 65 | 69 | 81 | 158 | 135 | 148 | 155 |
| 2000 | 2220 | 2276 | 2083 | 78 | 78 | 78 | 84 | 93 | 93 | 191 | 180 | 194 | 191 |
| 2200[d] | 2469 | | | 78 | | | 96 | | | 211 | | | |
| 2500 | | | 2756 | | | 84 | | | 105 | | | 209 | 230 |
| 3000 | 3012 | 3522 | 3272 | 96 | 96 | 90 | 77 | 90 | 108 | 236 | 205 | 230 | 256 |
| 3500 | | | 3827 | | | 96 | | | 111 | | | 254 | 283 |
| 3700[d] | 4201 | | | 96 | | | 102 | | | 290 | | | |
| 4000 | 4416 | 4525 | 4354 | 96 | 96 | 102 | 109 | 122 | 111 | 300 | 270 | 272 | 304 |
| 5000[d] | 5714 | | | 108 | | | 108 | | | 350 | | | |
| 5000 | 5601 | 5629 | 5388 | 102 | 108 | 108 | 125 | 118 | 123 | 362 | 312 | 320 | 353 |
| 5000[c] | | | | | | 108 | | | 108 | | | | 375 |
| 6000 | 6713 | 6790 | 6601 | 108 | 114 | 120 | 134 | 128 | 120 | 409 | 360 | 354 | 395 |
| 7500[c] | | 8397 | | | 120 | 126 | | 145 | 126 | | 424 | | 445 |
| 8000 | 8979 | 8887 | 8765 | 120 | 120 | 132 | 144 | 155 | 132 | 492 | 451 | 453 | 466 |
| 10,000 | 11,303 | 11,282 | 10,775 | 132 | 138 | 144 | 148 | 144 | 135 | 565 | 498 | 485 | 540 |
| 10,000[c] | | | | | | 138 | | | 138 | | | | 549 |
| 15,000[c] | 16,692 | 16,274 | | 144 | 150 | 144 | 188 | 180 | 192 | 755 | 670 | | 729 |
| 20,000[c] | | 21,246 | | | 150 | 144 | | 245 | 252 | | 884 | | 936 |
| 30,000[c] | | | | | | 184 | | | 271 | | | | 1388 |

Source: Information supplied courtesy of the Brighton Corporation, Cincinnati, Ohio 45241 and The Pfaudler Company, Division of Sybron Corp., Rochester, N.Y. 14603.

P-g is Pfaudler glassed-steel reactors.

P-s is Pfaudler stainless-steel reactors with conventional or dimpled jacket.

B-s is Brighton stainless-steel reactors with dimpled jacket.

B-sp is Brighton stainless-steel with pipe jacket or conventional jacket.

[a] These represent typical standard designs. Many others are available, and manufacturers should be consulted when selections are to be made. *Nominal design pressures (psi) are: Internal pressure*, standard: 50–75 @ 320°F and polymerizers are 150–200 @ 200°F; *Conventional jacket*, glass-steel units: 90–100 @ 350°F stainless-steel unit 50–75 @ 350°F; very large units: 75 @ 200°F; *Dimpled jacket* (stainless-steel units) 180–280 @ 400–450°F; *Pipe jacket*, (stainless-steel units) 750 @ 800°F.

[b] Stainless-steel reactors can be furnished with electro-polished surface for polymerization service.

[c] Special polymerization reactors with bottom-entering agitators for Brighton reactors.

[d] Special designs for polymerization reactors.

Maka dipilih volume standar:

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Volume reaktor | = | 15000 | gall | | | |
| | = | 56,781 | $m^3$ | | | |
| | = | 56781,1768 | l | | | |
| OD | = | 144 | in | = | 3,658 | m |
| H | = | 192 | in | = | 4,877 | m |
| Heat Transfer Area | = | 729 | $ft^2$ | | | |

**Menentukan Tebal Dinding Reaktor (Shell)**

Reaktor terdiri dari atas dinding (*shell* ), tutup atas dan tutup bawah *(head* ).

$$ts = \frac{P \cdot Ro}{f \cdot E + 0{,}4\ P} + C$$

(Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254)

Keterangan :

C = Faktor korosi

Pdesain = Tekanan terukur

ro = Jari-jari luar *shell*

*f* = *Stress* yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

Maka,

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih : Stainless Steel Type SA 167 Grade 11

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension

(Extracted from the 1956 Edition of the *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-*

| Material and Specification Number | Grade | Type | Nominal Composition | Spec. Min Tensile | Notes | For Metal Temperatures −20 to 100 | 200 | 300 | 400 | 500 | 600 | 650 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Plate Steels | | | | | | | | | | | | |
| SA-167 | 3 | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | (1) | 18,750 | 17,000 | 16,000 | 15,450 | 15,100 | 14,900 | 14,850 |
| SA-167 | 3 | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | ... | 18,750 | 16,650 | 15,000 | 13,650 | 12,500 | 11,600 | 11,200 |
| SA-167 | 5 | 321 | 18 Cr—8 Ni-Ti | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |
| SA-167 | 6 | 347 | 18 Cr—8 Ni-Cb | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |
| SA-167 | 8 | 309 | 25 Cr—12 Ni | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,300 | 16,700 | 16,600 | 16,500 | 16,450 |
| SA-167 | 10 | 310 | 25 Cr—20 Ni | 75,000 | (2) | 18,750 | 18,750 | 18,500 | 18,200 | 17,700 | 17,200 | 16,900 |
| SA-167 | 10 | 310 | 25 Cr—20 Ni | 75,000 | (3) | 18,750 | 18,750 | 18,500 | 18,200 | 17,700 | 17,200 | 16,900 |
| SA-167 | 11 | 316 | 18 Cr—10 Ni—2 Mo | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,900 | 17,500 | 17,200 | 17,100 | 17,050 |
| SA-240 | A | 410 | 13 Cr | 65,000 | ... | 16,250 | 15,600 | 15,100 | 14,600 | 14,150 | 13,850 | 13,700 |
| SA-240 | B | ... | 15 Cr | 70,000 | ... | 17,500 | 17,500 | 16,300 | 15,650 | 15,100 | 14,600 | 14,300 |
| SA-240 | C | 347 | 18 Cr—8 Ni-Cb | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |
| SA-240 | D | 430 | 17 Cr | 70,000 | (9) | 17,500 | 17,500 | 16,300 | 15,650 | 15,100 | 14,600 | 14,300 |
| SA-240 | M | 316 | 18 Cr—10 Ni—2 Mo | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,900 | 17,500 | 17,200 | 17,100 | 17,050 |
| SA-240 | O | 405 | 12 Cr-Al | 60,000 | ... | 15,000 | 15,000 | 14,700 | 14,400 | 13,950 | 13,400 | 13,000 |
| SA-240 | S | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | (1) | 18,750 | 17,000 | 16,000 | 15,450 | 15,100 | 14,900 | 14,850 |
| SA-240 | S | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | ... | 18,750 | 16,650 | 15,000 | 13,650 | 12,500 | 11,600 | 11,200 |
| SA-240 | T | 321 | 18 Cr—8 Ni-Ti | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |

(Browneel and Young, hall 342)

Alasan Pemilihan:

Stainless steel dipilih karena merupakan logam yang tidak bernoda jika terjadi korosi

b. Tekanan Perancangan

Tekanan Operasi = 4 atm = 58,79 psia

maka,

Tekanan Design = Tekanan Operasi x 1,2

= 58,79 psia x 1,2

= 70,55 psia

c. Allowable Stress (f) = 17900

(Brownell and Young, hall 342)

d. Efisiensi Sambungan

Dari tabel 13.2, Brownell and Young dipilih sambungan Single Welded, sehingga:

Efisiensi Sambungan ( E ) = 0,85

e. Faktor Korosi ( C )

Faktor korosi yang diijinkan untuk stainless steel berdasarkan buku Timmerhaus halaman 524 adalah:

$$C = \frac{1}{8} \text{ in} = 0{,}125 \text{ in}$$

f. Jari-jari Reaktor (ro) $= \frac{OD}{2}$

$$= \frac{144}{2} \text{ in}$$

$$= 72 \text{ in}$$

Sehingga,

Tebal dinding reaktor (shell) dapat dihitung dengan :

$$tseel = \frac{P \cdot ro}{f \cdot E + 0{,}4\ P} + C$$

$$= \frac{70{,}548 \times 72}{17.900 \times 0{,}85 + 0{,}4 \times 70{,}548} + 0{,}125$$

$$= 0{,}4582 \text{ in}$$

$$= 0{,}0116 \text{ m}$$

Maka, diambil tebal reaktor standart yaitu 1/2 atau 0,5 in

**Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads**
**(Courtesy of Lukens Steel Company)**

| Thickness (in.) *t* | Standard Straight Flange (in.) *sf* | Inside-corner Radius (in.) *icr* |
|---|---|---|
| 3/16 | 1½–2 | 9/16 |
| 1/4 | 1½–2½ | 3/4 |
| 5/16 | 1½–3 | 15/16 |
| 3/8 | 1½–3 | 1⅛ |
| 7/16 | 1½–3½ | 1 5/16 |
| 1/2 | 1½–3½ | 1½ |
| 5/8 | 1½–3½ | 1⅞ |
| 3/4 | 1½–3½ | 2¼ |
| 7/8 | 1½–4 | 2⅝ |
| 1 | 1½–4 | 3 |
| 1⅛ | 1½–4½ | 3⅜ |
| 1¼ | 1½–4½ | 3¾ |
| 1⅜ | 1½–4½ | 4⅛ |
| 1½ | 1½–4½ | 4½ |
| 1⅝ | 1½–4½ | 4⅞ |
| 1¾ | 1½–4½ | 5¼ |
| 1⅞ | 1½–4½ | 5⅝ |
| 2 | 1½–4½ | 6 |
| 2¼ | 1½–4½ | 6¾ |
| 2½ | 1½–4½ | 7½ |
| 2¾ | 1½–4½ | 8¼ |
| 3 | 1½–4½ | 9 |

(Brownel and Young, hall 88)

**Menentukan dan Menghitung Head Tangki:**

a. Tipe Head

Bentuk-bentuk head yaitu:

1. Flanged only head
   Head jenis ini digunakan untuk vessel dengan tekanan uap rendah. Biasanya digunakan untuk bahan bakar minyak.
2. Flanged Standart Dished Head and Flanged Swallow Dished Head
   Head jenis ini digunakan untuk vesel yang umumnya bertekanan rendah. Biasanya digunakan pada cairan volatile seperti naphta, gasoline dan kerosine.
3. Flanged and Dished Head (Torispherical)
   Head tipe ini umumnya digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 15-200 lb/in$^2$ atau setara dengan 1-13,6 atm
4. Elliptical Dished Heads Meeting ASME and API ASME
   Head ini digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 100 - lebih dari 200 psig atau setara 6,8-12,6 atm.

Berdasarkan tekanan operasi evaporator maka dipilih Flanged and Dished Head (Torispherical) dan juga pertimbangan head ini merupakan head yang paling banyak digunakan dalam perancangan.

b. Tebal Head

Menentukam Inside Diameter (ID)

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| OD | = | ID | + | 2.tshell |
| 144 | = | ID | + | 2 x 0,458 |
| ID | = | 144 | - | 0,916 |
| | = | 143,084 | in | |
| | = | 3,634 | m | |

Menentukan OD standart berdasarkan tabel 5.7 Dimension of ASME code flanged and dished head hal 90 Brownell and Young:

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

| OD | 120 | | 126 | | 132 | | 138 | | 144 | | 156 | | 168 | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| *t* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* |
| 3/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1/4 | | | | | | | | | | | | | | |
| 5/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 3/8 | 7 1/4 | 114 | 7 5/8 | 120 | 8 | 130 | 8 3/8 | 132 | 8 3/4 | 132 | 9 3/8 | 144 | 10 3/8 | 144 |
| 7/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1/2 | | | | | | | | | | | | | | |
| 9/16 | | | | | | 130 | | | | | | | | |
| 5/8 | | | | | | 120 | | | | | | | | |
| 11/16 | | 114 | | | | | | | | | | | | |
| 3/4 | | 108 | | | | | | | | | | | | |
| 13/16 | | | | 120 | | | | | | | | | | |
| 7/8 | | | | 114 | | | | | | | | | | |
| 15/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 | | | | | | | | 132 | | | | | | |
| 1 1/16 | | | | | | | | 130 | | | | | | |
| 1 1/8 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 3/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 1/4 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 5/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 3/8 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 7/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 1/2 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 9/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 5/8 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 11/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 3/4 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 13/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 7/8 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 15/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 2 | | | | | | | | | | | | | | |
| 2 1/4 | 7 1/4 | | 7 5/8 | | 8 | | 8 3/8 | | 8 3/4 | | 9 3/8 | | 10 3/8 | |
| 2 1/2 | 7 1/2 | | 7 5/8 | | 8 | | 8 3/8 | | 8 3/4 | | 9 3/8 | | 10 3/8 | |
| 2 3/4 | 8 1/4 | | 8 1/4 | | 8 1/4 | | 8 3/8 | | 8 3/4 | | 9 3/8 | | 10 3/8 | |
| 3 | 9 | 108 | 9 | 114 | 9 | 120 | 9 | 130 | 9 | 132 | 9 3/8 | 144 | 10 3/8 | 144 |

Sehingga diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

| | | | |
|---|---|---|---|
| OD Shell | = | 144 | in |
| Icr (inside corner radius) | = | 8,75 | in |
| Crowd radius | = | 132 | in |

Sehingga, tebal head

$$t_{head} = \frac{0{,}885\ .p.d}{2.f.e - 0{,}1.p} + C$$

(Brownell and Young, hall 256)

$$= \frac{0{,}885 \times 70{,}55\ psia \times 144\ in}{2 \times 17900\ psia \times 0{,}85 - 0{,}1 \times 70{,}55\ psia} + 0{,}125$$

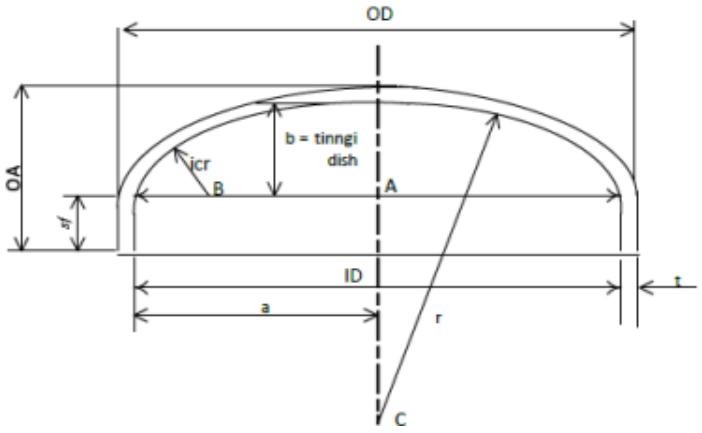
$$= 0{,}421\ in$$

$$= 0{,}0107\ m$$

Berdasarkan tabel 5.6 Dimension of ASME code flange dan dished head halaman 90 Brownell and Young digunakan tebal head standart sebesar 1/2 atau 0,5 in

c. Tinggi Head

Adapun skema perancangan head berdasarkan Brownell and Young halaman 87 sebagai berikut:




dengan,

| | | |
|---|---|---|
| icr | = | inside corner radius |
| sf | = | standart straight flange |
| r | = | radius of dish |
| OD | = | outside diameter |
| b | = | depth of dish |
| a | = | inside diameter |
| OA | = | tinggi head |

Untuk thead standart 0,5 in, berdasarkan tabel 5.6 Dimension of Flanged Standart Dished Heads Brownell and Young halaman 88 diperoleh nilai standart straight flange (sf) untuk ketebalan tersebur berkisar pada rentang 1,5-3,5 in sehingga untuk perancangan ini dipilih sf = 3 in

Maka, dimensi lain dari head reaktor dapat dihitung sebagai berikut:

a = 0,5 ID
= 0,5 x 143,084 in
= 71,542 in

AB = a - icr
= 71,542 in - 8,75 in
= 62,792 in

BC = rc - icr
= 132 in - 8,75 in
= 123,25 in

AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$
= 106,055 in

b = rc - AC
= 132 in - 106,055 in
= 25,945 in

OA = sf + b + th
= 3 in + 25,945 in + 0,421 in
= 29,365 in

Sehingga, didapat tinggi head adalah = 29,365 in = 0,746 m

**Menentukan Ketinggian Cairan dalam Reaktor**

a. Menghitung volume head

V head = $\frac{\pi . ID2}{4} \times \frac{ID}{6}$

= $\frac{3,14 \times (3,634)\text{^}2}{4} \times \frac{3,634}{6}$

= 6,280 $m^3$

= 1659 gall

b. Menghitung volume cairan yang ada pada shell and bottom

Vcairan pada shell dan bottom = Vreaktor - Vhead
= 31,856 - 6,280
= 25,577 $m^3$

c. Menghitung tinggi cairan dalam shell

Vcairan dalam shell = $\frac{\pi}{4}$ x $ID^2$ x ZI'

dimana , ZI' = Ketinggian cairan dalam shell

maka,

$$ZI' = \frac{\text{Volume dan shell} \times 4}{\pi \times ID^2}$$

$$= \frac{25{,}577 \ m^3 \times 4}{3{,}14 \times (3{,}634\text{^}2)}$$

$$= 2{,}467 \ m$$

$$= 97{,}116 \ in$$

d. Luas Permukaan Reaktor $= \pi \times ID \times ZI'$

$= 3{,}14 \times 3{,}634 \ m \times 2{,}467 \ m$

$= 28{,}150 \ m^2$

e. Luas Penampang Reaktor $= \frac{\pi}{4} \times ID^2$

$= \frac{3{,}14}{4} \times 3{,}634\text{^}2$

$= 10{,}369 \ m^2$

**Menghitung tinggi total reaktor total**

Htotal = Tinggi shell + Tinggi Head

= 4,877 m + 0,746 m

= 5,623 m

= 221,365 in

## 3. Merancang Pengaduk dalam Reaktor

Neraca massa masuk reaktor 1:

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (Kg/L) | xi.ρ | Fv (L/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 79735,224 | 511,123 | 0,413 | 3,990 | 1,649 | 19983,7655 |
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 100,918 | 0,084 | 5,120 | 0,429 | 3153,68764 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 40,367 | 0,017 | 4,260 | 0,071 | 758,069516 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,670 | 143,528 | 0,045 | 3,129 | 0,140 | 2751,81217 |
| NaOH | 40 | 40929,970 | 1023,249 | 0,212 | 1,861 | 0,395 | 21989,9919 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,324 | 0,992 | 0,000 | 1,001 | 0,000 | 81,2277351 |
| $H_2O$ | 18 | 44182,197 | 2454,567 | 0,229 | 1,032 | 0,236 | 42806,1074 |
| **Total** | | **192916,641** | **4274,744** | 1 | **20,394** | **2,920** | **91524,6619** |

### a. Menentukan Jenis dan Spesifikasi Pengaduk

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$$\mu = \exp ( C1 + C2/T + C3\ln (T) + C4T\text{^}C5 )$$

Dimana,

$\mu$ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$(l) | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air

μ air = 0,000193 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasuksikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

μ campuran = 2 x μ air

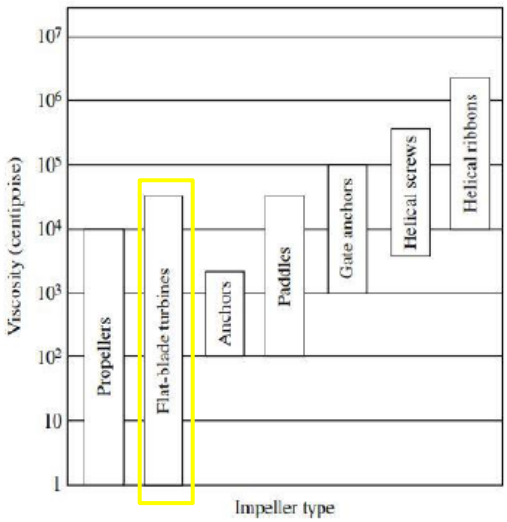
= 2 x 0,000193 Pa.s

= 0,000387 Pa.s

= 0,387 cP

Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk, berdasarkan gambar dari Holland, F.A dan F.S. Chapman 1996, halaman 5 dipilih pengaduk jenis Propeller atau Flate-blade turbines karena digunakan untuk campuran dengan viskositas <10.000 cP. Dipilih pengaduk jenis turbin dikarenakan akan menghasilkan aliran dengan pola radial sehingga akan lebih efektif dalam proses yang melibatkan transfer massa dan panas di reaktor, sedangkan jenis propeller akan menghasilkan pola aliran aksial, dimana akan lebih efektif jika digunakan untuk bulk field mixing.

(Coulson & Richardson's, 2005, Vol. 6, 4th ed, hal. 470)

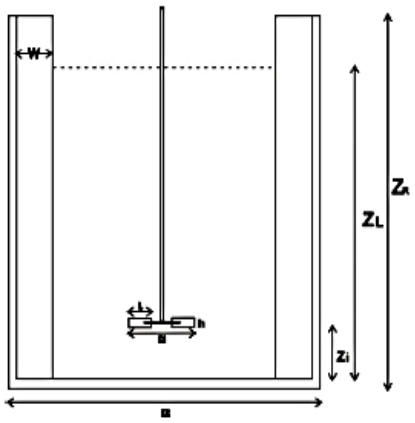



(Holland, F. A dan F.S., Chapman, 1966, hal 5)

Sehingga, tipe pengaduk yang dipilihadalah tipe Flate Blade Turbine dengan pertimbangan jenis aliran yang dihasilkan dan juga tipe pengaduk jenis ini merupakan pengaduk yang paling banyak digunakan secara umum.

(Denis Moss and Michael Basic, 2013, Halaman 427)

Spesifikasi pengaduk Flate Blade Turbine:




Keterangan :

$Z_R$ : Tinggi reaktor
$Z_L$ : Tinggi cairan
$Z_i$ : Tinggi pengaduk dari dasar
Dt : Diameter tangki reaktor
Di : Diameter pengaduk/impeller
L : Panjang pengaduk/impeller
h : Lebar pengaduk/impeller
w : Lebar *baffle*

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (flate blade turbines impellers)

Dt/Di = 3
$Z_L$/Di = 2,7 - 3,9
Zi/Di = 0,75 - 1,3
Jumlah *baffle* = 4
w/Di = 0,1

| Type of Impeller | $\frac{D_i}{D_t}$ | $\frac{Z_L}{D_t}$ | $\frac{Z_i}{D_t}$ | Baffles No. | Baffles $w/D_t$ | No. | Ref. |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Turbine with 6 flat blades. $0.25D_i$, $0.2D_i$ | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.17 | 1 | 7 |
| Same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 2 | 7 |
| Same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.04 | 4 | 7 |
| Same as No. 1. $a = 1$, $b = 40$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 14* | 7 |
| Turbine with 6 curved blades. Blade sizes same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 3 | 7 |
| Turbine with 6 arrowhead blades. Blade sizes same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 5 | 7 |
| Radial turbine with deflector ring. | | | | 0 | | 7 | 9 |
| Shrouded turbine with 6 blades, 20-blade deflector ring. | 2.4 | 0.74 | 0.9 | 0 | | 11 | 6 |
| Similar to No. 11, but not identical. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 12 | 7 |
| Same as No. 12, but no deflector ring. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 13 | 7 |
| Axial turbine with 8 blades at 45° angle. See No. 17. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 9 | 7 |
| Axial turbine with 4 blades at 60° angle. $0.25D_i$ | 3 | 3 | 0.50 | 0 | | 17 | 2 |
| Axial turbine with 4 blades at 45° angle. See No. 17. | 5.2 | 5.2 | 0.87 | 0 | | 19 | 2 |
| Same as No. 19. | 2.4-3.0 | 2.4-3.0 | 0.4-0.5 | 0 | | 22 | 2 |
| Disk with 16 vanes $0.1D_i$, $0.35D_i$ | 2.5 | 2.5 | 0.75 | 4 | 0.25 | 6 | 1 |
| Paddle with 2 blades. $0.25D_i$ | 4.35 | 4.3 | 0.29 | 3 | 0.11 | 8 | 3 |
| Paddle with 4 blades. See No. 8. | 3 | 3 | 0.5 | 0 | | 16 | 2 |
| Paddle with 2 blades. See No. 8. | 3 | 3.2 | 0.33 | 0 | | 20 | 4 |
| Paddle with 2 blades. See No. 8. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 10 | 7 |
| Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.13D_i$. | 1.1 | 0.5 | 0.19 | 0 | | 29 | 10 |
| Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.17D_i$. | 1.1 | 0.4 | 0.10 | 0 | | 29 | 10 |
| Marine propeller with 3 blades. Pitch = $2D_i$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 15 | 7 |
| Same as No. 15. $a = 1.7$, $b = 18$. | 3.3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 21* | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $1.33D_i$. | 16 | | | 3 | 0.06 | 18 | 5 |
| Same as No. 15, but pitch = $1.09D_i$. | 9.6 | | | 3 | 0.06 | 23 | 5 |
| Same as No. 15, but pitch = $1.05D_i$. $a = 2.3$, $b = 18$. | 2.7 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 27* | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $1.04D_i$. $a = 0$, $b = 18$. | 4.5 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 25* | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $D_i$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 24 | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $D_i$. $a = 2.1$, $b = 18$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 26* | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $D_i$. | 3.8 | 3.5 | 1.0 | 0 | | 28 | 8 |

$D_i$ = diameter of impeller, $D_t$ = diameter of tank, $n$ = revolutions per second, $w$ = width of baffle, $Z_i$ = elevation of impeller above tank bottom, $Z_L$ = height of liquid in tank

above tank bottom; $z_l$ = height of liquid in tank.

Adapun spesifikasi pengaduk reaktor adalah sbb:

a. Jumlah blade = 6 buah

b. Jumlah baffle = 4 buah

c. Diameter Impeller (Di) = 1/3 x Diameter tangki (Dt)
= 1/3 x 3,634 m
= 1,211 m
= 3,975 ft = 47,695 in

d. Tinggi *Impeller* dari dasar (Zi) = Diameter Impeller (Di)
diambil Zi/Di = 1 = 1,211 m
= 3,975 ft = 47,695 in

e. Lebar *Blade Impeller* (h) = 1/5 x Diameter Impeller (Di)
= 1/5 x 1,211 m
= 0,242 m
= 0,795 ft = 9,539 in

f. Panjang *Blade Impeller* (L) = 1/4 x Diameter Impeller (Di)
= 1/4 x 1,211 m
= 0,303 m
= 0,994 ft = 11,924 in

g. Lebar *Baffle* (w) = 0,1 x Diameter Impeller (Di)
= 0,1 x 1,211 m
= 0,121 m
= 0,397 ft = 4,769 in

h. Tebal Baffle (W) = 0,2 x Diameter Impeller (Di)
= 0,2 x 1,211 m
= 0,242 m
= 0,795 ft = 9,539 in

i. Tinggi Baffle (H) = Tinggi fluida dibagian shell
= 2,467 m
= 8,093 ft = 97,116 in

j. Volume pengaduk ($V_P$) = $\pi/4$ x Diameter Impeller$^2$($Di^2$) x Zi
= $\frac{3,14}{4}$ x $(1,211)^2$ $m^2$ x 1,211 m
= 1,396 $m^3$
= 49,287 $ft^3$

k. Volume baffle ($V_B$) = Lebar baffle (w) x Tebal baffle (W) x Tinggi baffle (H)
= 0,121 m x 0,242 m x 2,467 m
= 0,072 $m^3$
= 2,557 $ft^3$

l. Volume Total Reaktor = ($V_{cairan}$ + $V_{pengadu}$ + $V_{Baffle}$) x 1,2
(overdesign 20%) = ( 31,856 + 1,396 + 0,072 ) x 1,2
= 39,989 $m^3$
= 10565,2 gall

**b. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk**

Berdasarkan Mc.Cabe & Smith. Unit Operation of Chemical Engineering, Ed.5. Hal.237, Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit

Dipilih:

v = 500 ft/menit = 152,4 m/menit

Maka,

$$N = \frac{v}{\pi \times Di} = \frac{(\ 152,4\ )\ \text{m/menit}}{3,14 \times 1,211\ \text{m}}$$

= 40,064 rpm

= 0,668 rps

**IMPELLER SPEED**

**With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drivcs. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.**

Berdasarkan Wallas, halaman 288 kecepatan pengaduk standart yang dipilih adalah:

N = 45 rpm

= 0,75 rps

**c. Menentukan Tenaga Pengaduk**

Menghitung bilangan Reynold,

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan,

ρ = ρ campuran umpan masuk = 2,920 kg/liter = 2920,378 kg/m³

N = Kecepatan pengadukan = 0,75 rps

Di = Diameter Impeller = 1,211 m

μ = Viskositas campuran komponen masuk reaktor

= 0,387 cP

= 0,00026 lb/ft.s = 0,000387 kg/m.s

Maka,

$$NRe = \frac{2920,38\ \text{kg/m}^3 \times 0,75\ \text{rps} \times (\ 1,211\ )^2\ \text{m}^2}{0,00039\ \text{kg/m.s}}$$

= 8307335,3

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk 6 *blade turbine* dengan NRe > 10^6, nilai NP (power number) yang didapat = 5,5

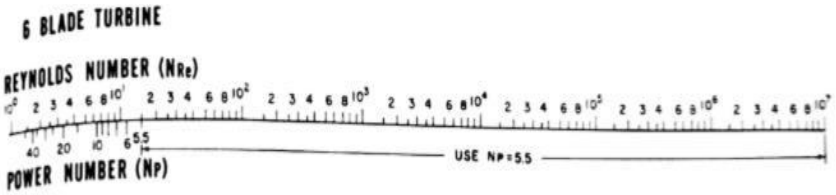



**Fig. 8.8** Typical manufacturer's power correlation. Courtesy: The Pfaudler Company, Division Sybron Corp., Rochester, N.Y. [$hp = 3.52 \times 10^{-3} N_p (\rho/62.4)(N/60)^3 (D_i/12)^5$ where $N$ as rpm and $D_i$ as inches. Add 10% plus 0.5 hp to obtain motor hp.]

Menghitung daya penggerak pengaduk,
Dihitung dengan persamaan

$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$

Keterangan:

P = Daya penggerak (watt)
Np = *Power number*
ρ = Densitas cairan yang diaduk (kg/m3)
N = Kecepatan pengaduk standar (L/s)
Di = Diameter pengaduk (m)

Maka,

P = 5,5 x 2920,38 kg/m3 x ( 0,75 $^3$) 1/s$^3$ x ( 1,211 $^5$ m$^5$)
= 17680,5699 kg.m$^2$/s$^3$
= 17680,5699 J/s
= 17680,5699 Watt
= 17,681 kW
= 23,710 hP

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :
Approximate Efficiencies of Electric Motors

| Size (kWatt) | Efficiency (%) |
|---|---|
| 5 | 80 |
| 15 | 85 |
| 75 | 90 |
| 200 | 92 |
| 750 | 95 |
| > 4000 | 97 |

15 = 85
75 = 90

Efisiensi P = 17,681 adalah
= 85,2

Dengan daya penggerak = 17,681 kW memiliki efisiensi sebesar 85,10%
Maka, daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan adalah :

$$P = \frac{17,681}{85,10\%} \text{ kW}$$
$$= 20,7762 \text{ kW}$$
$$= 27,861 \text{ hP}$$

Digunakan motor pengaduk standart, dimana data diperoleh dari buku Ludwig, 2001 edisi 3 halaman 628

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $^1/_2$, $^3/_4$, 1, 1 $^1/_2$, 2, 3, 5, 7 $^1/_2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Sehingga,
Digunakan motor pengaduk standar (P) = 30 hP

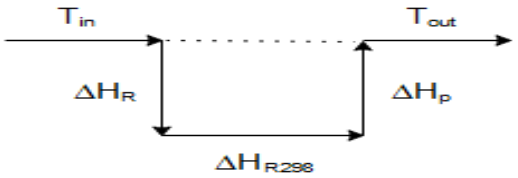
**4. Neraca Panas Reaktor**

Asumsi: a. Reaktor beroperasi pada keadaan tunak
b. Reaktor beroperasi pada keadaan isothermal
c. Pengadukan sempurna

Dari perhitungan neraca massa didapat:

| Komponen | Input | | Output | | BM |
|---|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 79735,224 | 511,123 | 17541,749 | 112,447 | 156 |
| $Fe_2O_3$ | 16146,881 | 100,918 | 16146,881 | 100,918 | 160 |
| $TiO_2$ | 3229,376 | 40,367 | 3229,376 | 40,367 | 80 |
| $SiO_2$ | 8611,670 | 143,528 | 8611,670 | 143,528 | 60 |
| NaOH | 40929,970 | 1023,249 | 9035,880 | 225,897 | 40 |
| $NaAlO_2$ | 81,324 | 0,992 | 65464,208 | 798,344 | 82 |
| $H_2O$ | 44182,197 | 2454,567 | 72886,878 | 4049,271 | 18 |
| **Total** | **192916,641** | **4274,744** | **192916,641** | **5470,772** | |

Menghitung Neraca Panas




Keterangan:

Tin = Suhu umpan masuk reaktor (K)
Tout = Suhu umpan keluar reaktor (K)
ΔHr = Panas masuk Reaktor (kJ/jam)
ΔHp = Panas keluar reaktor (kJ/jam)
$\Delta H_{R298}$ = Panas reaksi standar (kJ/jam)

Diketahui Cp untuk masing-masing komponen masuk reaktor sebagai berikut:

| Komponen | Cp=A+BT+C/T² (kkal/kmol.K) | | |
|---|---|---|---|
| | A | B | C |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 22,08 | 0,00871 | -522500 |
| $Fe_2O_3$ | 24,72 | 0,01604 | -423400 |
| $TiO_2$ | 11,81 | 0,00754 | -41900 |
| $SiO_2$ | 10,87 | 0,008712 | -241200 |
| $NaAlO_2$ | 63,78 | 0,01768 | -167800 |

| Komponen | Cp=A+BT+CT²+DT³ (kJ/kmol.K) | | | |
|---|---|---|---|---|
| | A | B | C | D |
| NaOH | 87,629 | -4,84E-04 | -4,54E-06 | 1,19E-09 |
| $H_2O$ | 92,053 | -4,00E-02 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

**Panas masuk reaktor**

Tin = 140 ˚C = 413 K
Tref = 25 ˚C = 298 K

$$\Delta H_R = \int_{413}^{298} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | ΔHR |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ (s) | 511,123 | -7438,765 | -3802125,526 |
| $Fe_2O_3$ (s) | 100,918 | -7180,294 | -724620,985 |
| $TiO_2$ (s) | 40,367 | -2030,752 | -81975,771 |
| $SiO_2$ (s) | 143,528 | -3703,610 | -531571,050 |
| $NaAlO_2$ (aq) | 0,992 | -9516,633 | -9438,155 |
| NaOH (aq) | 1023,249 | -9997,299 | -10229728,195 |
| $H_2O$ (l) | 2454,567 | -8693,795 | -21339498,543 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **Total** | **4274,744** | **-48561,148** | **-36718958,225** |

Sehingga, didapat ΔHR sebesar = -36718958,225 kJ/jam

**Panas Keluar Reaktor**

Tout = 140 ˚C = 413 K

Tref = 25 ˚C = 298 K

$$\Delta H_P = \int_{298}^{413} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | ΔHR |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ (s) | 112,447 | 7438,765 | 836467,616 |
| $Fe_2O_3$ (s) | 100,918 | 7180,294 | 724620,985 |
| $TiO_2$ (s) | 40,367 | 2030,752 | 81975,771 |
| $SiO_2$ (s) | 143,528 | 3703,610 | 531571,050 |
| $NaAlO_2$ (aq) | 798,344 | 9516,633 | 7597546,84 |
| NaOH (aq) | 225,897 | 9997,299 | 2258359,729 |
| $H_2O$ (l) | 4049,271 | 8693,795 | 35203532,756 |
| **Total** | **5470,772** | **48561,148** | **47234074,75** |

Sehingga, didapat ΔHP sebesar = 47234074,749 kJ/jam

**Panas Reaksi**

Tabel stoikiometri

| kmol/jam | $Al_2O_3.3H_2O$ | NaOH | $NaAlO_2$ | $H_2O$ |
|---|---|---|---|---|
| Mula-mula | 511,123 | 1023,249 | 0,992 | 2454,567 |
| Bereaksi | 398,676 | 797,352 | 797,352 | 1594,704 |
| Sisa | 112,447 | 225,897 | 798,344 | 4049,271 |

Tabel nilai ΔHf (Lange's)

| **Komponen** | **ΔHf** |
|---|---|
| | **kJ/mol** |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | -1284 |
| NaOH | -469,15 |
| $NaAlO_2$ | -1137,3 |
| $H_2O$ | -285,83 |

$$\Delta H_R = \Sigma n \Delta H^0_{f\,produk} - \Sigma n \Delta H^0_{f\,reaktan}$$

= -28599908,63 kJ/jam

ΔHR yang bernilai negatif menandakan reaksi bersifat eksotermis sehingga membutuhkan pendingin.

**Panas yang diserap (Gs)**

Neraca panas disekitar reaktor : $Gs = \Delta H_R + \Delta H_{298} + \Delta H_P$

Gs = -36718958,225 + -28599908,63 + 47234074,75

= -18084792,11 kJ/jam

**Neraca Panas Overall**

| Parameter | Masuk | Keluar |
|---|---|---|
| Umpan | 36718958,225 | |
| Panas Reaksi | 28599908,63 | |
| Panas Produk | | 47234074,749 |
| Beban Pendingin | | 18084792,11 |
| **Total** | **65318866,858** | **65318866,858** |

**Menghitung T Keluar Reaktor Jika Sistem Adiabatis (Q=0)**

$Gs = \Delta H_{Reaktan} + \Delta H_R + \Delta H_{Produk}$

$$Gs = \int_{298}^{413} n * Cp * dT + \Delta H_{298} + \int_{298}^{T} n * Cp * dT$$

ΔHR = -28599908,63

ΔHreaktan = -36718958,225

Gs = 0 (Adiabatis)

Sehingga,

$\int_{298}^{T} n * Cp * dT$ = 65318866,86 kJ/jam

Berdasarkan trial and error didapatkan suhu keluar reaktor sebesar

Tout = 508,57 K

= 235,42 ˚C

## 5. Perancangan Alat Pendingin

Reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang digunakan untuk mereaksikan bauksit dengan natrium hidroksida dengan reaksi berjalan secara Eksotermis ( menghasilkan panas ). Untuk menjaga suhu operasi reaktor tetap pada 140$^{o}$C, maka diperlukan pendingin. Dimana pendingin yang digunakan pada reaktor ini adalah Dowtherm A.

### a. Menghitung Perpindahan panas reaktor

Suhu fluida masuk (T1) = 140 ºC = 413 K = 284 $^{o}$F

Suhu fluida keluar (T2) = 140 ºC = 413 K = 284 $^{o}$F

Beban Panas reaktor = -18084792,109 kJ/jam

= -17141983,042 Btu/jam

Dengan menggunakan media pendingin dowtherm maka,

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu masuk (t1) | = | 30 | ºC | = | 303 | K | = | 86 $^{o}$F |
| Suhu keluar (t2) | = | 125 | ºC | = | 398 | K | = | 257 $^{o}$F |
| Suhu rata-rata (Tavg) | = | 77,5 | ºC | = | 351 | K | = | 172 $^{o}$F |

Menghitung kebutuhan pendingin

$$m = \frac{Qs}{Cp \times dT}$$

Dengan,

m = Kecepatan massa pendingin (kg/jam)
Qs = Panas yang diserap (kJ/jam)
Cp = Kapasitas Panas (kJ/kg.K)
dT = Suhu ($^{o}$C)

Maka,

Dari jurnal Properties of Dowtherm A fluid diperoleh:

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Densitas (ρ) | = | 1011,5 | kg/m$^3$ | = | 63,1477 | lb/ft$^3$ |
| Viskositas (μ) | = | 1,25 | Cp | = | 3,024 | lb/ft.jam |
| Kapasitas Panas (Cp) | = | 1,744 | kJ/kg.K | = | 0,417 | Btu/lb.$^{o}$F |
| Thermal Conductivity (k) | = | 0,1291 | W/m.K | = | 0,07459 | Btu/h.ft.$^{o}$F |

Sehingga, kebutuhan pendingin (m) :

$$m = \frac{Qs}{Cp \times dT}$$

$$= \frac{18084792{,}109 \text{ kJ/jam}}{1{,}744 \text{ kJ/kg.K} \times 95 \text{ K}}$$

= 109154,950 kg/jam
= 240686,665 lb/jam

Menghitung luas Perpindahan panas

$$A = \frac{Qs}{Ud.\ \Delta T}$$

Dengan,

A = Luas Perpindahan panas (ft²)
Qs = Panas yang diberikan (kJ/jam)
Ud = Koefisien transfer panas (Btu/ft².jam.$^{o}$F)
ΔT = Beda suhu rerata ($^{o}$F)

Maka,

| | | | |
|---|---|---|---|
| Panas yang diberikan (Qs) | = | -18084792,109 | kJ/jam |
| | = | -17141983,042 | Btu/jam |

Koefisien Perpindahan panas (Ud):

Nilai koefisien perpindahan panas ditetapkan berdarkan Towler and Sinnott, Halaman 798 di dapat nilai Ud antara 50 - 300 $W/m^2.K$

Sehingga dipilih nilai Ud sebesar = 280 $W/m^2.K$

= 280 $J/s.m^2.K$

= 1008 $kJ/h.m^2.K$

Beda Suhu Rerata (ΔTlmtd) :

| | Hot Fluid | Cold Fluid | Diff | Simbol |
|---|---|---|---|---|
| **Higher** | 284 | 257 | 27 | ΔT2 |
| **Lower** | 284 | 86 | 198 | ΔT1 |

Sehingga,

ΔT2 - ΔT1 = -171,00 $^oF$

Maka, ΔTMDTD dapat dihitung dengan rumus:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$= \frac{\text{-171,00}}{\ln \frac{27}{198}}$$

= 85,82 $^oF$ = 303,053 K

Sehingga, luas perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Qs}{Ud.\ \Delta T}$$

$$= \frac{18084792{,}109 \text{ kj/jam}}{1008 \text{ kJ/h.m}^2\text{.K} \times 303 \text{ K}}$$

= 59,202 $m^2$

= 637,248 $ft^2$

**b. Menentukan Jenis pemanas yang digunakan**

Menghitung luas selimut reaktor

AR = Keliling alas x tinggi cairan

= (π x Outside Diameter x Tinggi fluida dibagian shell)+luas penampang bawah

= (π x OD x $H_{LS}$) x (π x r2)

= ( 3,14 x 3,658 m x 2,467 m ) + ( 3,14 x 3,345

= 38,832 $m^2$

Luas Perpindahan panas > dari luas selimut reaktor, sehingga dipilih menggunakan koil pendingin.

**c. Perancangan koil reaktor**

**Menghitung diameter pipa koil optimum**

Berdasarkan buku Peter, M.S. Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Mc Graw Hill, 1991, ed 4, halaman 496 didapat persamaan sebagai berikut:

$Dopt = 3{,}9 \cdot Q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$

Dengan:

Dopt = Diameter pipa optimum (in)
q = Kecepataan volume fluida ($ft^2/s$)
ρ = Rapat massa fluida ($lb/ft^3$)

Maka,

Densitas Fluida (ρ) :

| Komponen | BM | Input kg/jam | ρ (Kg/L) | ρ ($Kg/m^3$) | Fv (L/jam) | Fv ($m^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 79735,224 | 3,990 | 3990 | 19983,7655 | 19,984 |
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 5,120 | 5120 | 3153,68764 | 3,154 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 4,260 | 4260 | 758,069516 | 0,758 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,670 | 3,129 | 3129 | 2751,81217 | 2,752 |
| NaOH | 40 | 40929,970 | 1,861 | 1861 | 21989,9919 | 21,990 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,324 | 1,001 | 1001 | 81,2277351 | 0,081 |
| $H_2O$ | 18 | 44182,197 | 1,032 | 1032 | 42806,1074 | 42,806 |
| **Total** | | **192916,641** | **20,394** | **20394** | **91524,6619** | **91,525** |

Sehingga,

$$\rho = \frac{192916{,}641 \text{ kg/jam}}{91{,}525 \text{ m}^3\text{/jam}} = 2107{,}810 \text{ kg/m}^3 = 131{,}590 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan volume fluida (q) :

$q = 91{,}525 \text{ m}^3\text{/jam} = 0{,}898 \text{ ft}^3\text{/s}$

Sehingga,

$Dopt = 3{,}9 \cdot q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$

$= 3{,}9 \times 0{,}953 \text{ ft}^3\text{/s} \times 1{,}886 \text{ lb/ft}^3$

$= 7{,}008$ in

$= 0{,}178$ m

**Menentukan pipa Koil reaktor standar**

Dari Tabel 11 halaman 844, buku Process Heat Transfer, Kern. D. Q., 1965 dipilih:



TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

| Nominal pipe size, IPS, in. | OD, in. | Schedule No. | ID, in. | Flow area per pipe, in.² | Surface per lin ft, ft.²/ft. | | Weight per lin ft, lb steel |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | Outside | Inside | |
| ⅛ | 0.405 | 40* | 0.269 | 0.058 | 0.106 | 0.070 | 0.25 |
| | | 80† | 0.215 | 0.036 | | 0.056 | 0.32 |
| ¼ | 0.540 | 40* | 0.364 | 0.104 | 0.141 | 0.095 | 0.43 |
| | | 80† | 0.302 | 0.072 | | 0.079 | 0.54 |
| ⅜ | 0.675 | 40* | 0.493 | 0.192 | 0.177 | 0.129 | 0.57 |
| | | 80† | 0.423 | 0.141 | | 0.111 | 0.74 |
| ½ | 0.840 | 40* | 0.622 | 0.304 | 0.220 | 0.163 | 0.85 |
| | | 80† | 0.546 | 0.235 | | 0.143 | 1.09 |
| ¾ | 1.05 | 40* | 0.824 | 0.534 | 0.275 | 0.216 | 1.13 |
| | | 80† | 0.742 | 0.432 | | 0.194 | 1.48 |
| 1 | 1.32 | 40* | 1.049 | 0.864 | 0.344 | 0.274 | 1.68 |
| | | 80† | 0.957 | 0.718 | | 0.250 | 2.17 |
| 1¼ | 1.66 | 40* | 1.380 | 1.50 | 0.435 | 0.362 | 2.28 |
| | | 80† | 1.278 | 1.28 | | 0.335 | 3.00 |
| 1½ | 1.90 | 40* | 1.610 | 2.04 | 0.498 | 0.422 | 2.72 |
| | | 80† | 1.500 | 1.76 | | 0.393 | 3.64 |
| 2 | 2.38 | 40* | 2.067 | 3.35 | 0.622 | 0.542 | 3.66 |
| | | 80† | 1.939 | 2.95 | | 0.508 | 5.03 |
| 2½ | 2.88 | 40* | 2.469 | 4.79 | 0.753 | 0.647 | 5.80 |
| | | 80† | 2.323 | 4.23 | | 0.609 | 7.67 |
| 3 | 3.50 | 40* | 3.068 | 7.38 | 0.917 | 0.804 | 7.58 |
| | | 80† | 2.900 | 6.61 | | 0.760 | 10.3 |
| 4 | 4.50 | 40* | 4.026 | 12.7 | 1.178 | 1.055 | 10.8 |
| | | 80† | 3.826 | 11.5 | | 1.002 | 15.0 |
| 6 | 6.625 | 40* | 6.065 | 28.9 | 1.734 | 1.590 | 19.0 |
| | | 80† | 5.761 | 26.1 | | 1.510 | 28.6 |
| 8 | 8.625 | 40* | 7.981 | 50.0 | 2.258 | 2.090 | 28.6 |
| | | 80† | 7.625 | 45.7 | | 2.000 | 43.4 |
| 10 | 10.75 | 40* | 10.02 | 78.8 | 2.814 | 2.62 | 40.5 |
| | | 60 | 9.75 | 74.6 | | 2.55 | 54.8 |
| 12 | 12.75 | 30 | 12.09 | 115 | 3.338 | 3.17 | 43.8 |
| 14 | 14.0 | 30 | 13.25 | 138 | 3.665 | 3.47 | 54.6 |
| 16 | 16.0 | 30 | 15.25 | 183 | 4.189 | 4.00 | 62.6 |
| 18 | 18.0 | 20‡ | 17.25 | 234 | 4.712 | 4.52 | 72.7 |
| 20 | 20.0 | 20 | 19.25 | 291 | 5.236 | 5.05 | 78.6 |
| 22 | 22.0 | 20‡ | 21.25 | 355 | 5.747 | 5.56 | 84.0 |
| 24 | 24.0 | 20 | 23.25 | 425 | 6.283 | 6.09 | 94.7 |

* Commonly known as standard.
† Commonly known as extra heavy.
‡ Approximately.

Dipilih:

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Ukuran normal pipa | = | 8 | in | | | |
| Schedule number | = | 40 | | | | |
| Diameter luar (OD) | = | 8,625 | in | = | 0,219 | m |
| Diameter dalam (ID) | = | 7,981 | in | = | 0,203 | m |
| Surface per lin ft (Ao) | = | 2,258 | ft²/ft | = | 0,688 | m²/m |
| Flow area tiap pipa (At) | = | 50 | in² | = | 0,032 | m² |
| Diameter helix | = | 0,85 x Di | | | | |
| | = | 0,172 | m | | | |
| Jarak antar lilitan (x) | = | 2 x OD | | | | |
| | = | 17,25 | in | = | 0,438 | m |

**Menentukan spesifikasi koil reaktor :**

**Menghitung panjang pipa koil**

$$L = \frac{A}{Ao}$$

$$= \frac{637{,}248 \text{ ft}^2}{2{,}258 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$= 282{,}218$ ft

$= 86{,}020$ m

**Menghitung Volume Koil**

$$V_{koil} = \frac{1}{4} \pi \times (OD^2) \times L$$

$$= \frac{1}{4} \times 3{,}14 \times (0{,}219 \text{ m})^2 \times 86{,}02 \text{ m}$$

$= 3{,}241$ m³

**Volume cairan setelah ditambah koil**

$V_t$ = Vawal + Vkoil

$= 31{,}856$ m³ $+ 3{,}241$ m³

$= 35{,}097$ m³

**Tinggi cairan setelah ditambah koil**

$V_t$ = Luas penampang reaktor x tinggi cairan ditambah koil

sehingga,

$$H_{cairan\ koil} = \frac{V_t}{A}$$

$$= \frac{35{,}097 \text{ m}^3}{10{,}369 \text{ m}^2}$$

$= 3{,}385$ m

**Diameter Legkungan koil**

Dlengkuan koil = 0,7 x IDreaktor

$= 0{,}7 \times 3{,}634$ m

$= 2{,}544$ m

$= 8{,}347$ ft

**Luas Perpindahan Panas Koil**

A' = Ao x π x Dlengkungan koil

$= 2{,}258$ ft²/ft $\times 3{,}14 \times 8{,}347$ ft

$= 59{,}178$ ft²

$= 5{,}498$ m²

**Jumlah lengkungan koil**

$$N_{koil} = \frac{A}{A'}$$

$$= \frac{637{,}248 \text{ ft}^2}{59{,}178 \text{ ft}^2}$$

$$= 11$$

maka, jumah lengkungan koil pada reaktor 1 (R-01) sebanyak 15 buah

**Jarak antar koil**

$$J_{koil} = 1 \times OD_{koil}$$

$$= 1 \times 0{,}219 \text{ m} = 0{,}219 \text{ m}$$

**Menghitung Tinggi Koil Minimum**

$$H_{koil} = N_{koil} \times ID_{koil}$$

$$= 11 \times 0{,}203 \text{ m}$$

$$= 2{,}183 \text{ m}$$

## KESIMPULAN REAKTOR 1 (R-01.1)

**Fungsi** : Mereaksikan Bahan baku bauksit $Al_2O_3.3H_2O$ dengan NaOH

**Jenis** : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan pengaduk flat blade turbine 6 blade jumlah baffle 4 dengan koil pendingin

**Kondisi Operasi Reaktor**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 4 | atm |
| Suhu | : | 140 | $^oC$ |
| Konversi (X1) | : | 0,78 | |
| Rasio Mol | : | $Al_2O_3.3H_2O$ : NaOH = 1 : 2 | |

**Reaktor dan Spesifikasi Reaktor**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan | : | Baja Stainless Stell Type SA 167 Grade 11 | |
| Diameter dalam (ID) | : | 3,634 | m |
| Diameter luar (OD) | : | 3,658 | m |
| Tinggi Reaktor | : | 5,623 | m |
| Volume reaktor | : | 38,224 | $m^3$ |
| Volume fluida awal | : | 31,856 | $m^3$ |
| Volume cairan di shell | : | 25,577 | $m^3$ |
| Volume cairan di head | : | 6,280 | $m^3$ |
| Tinggi shell | : | 4,877 | m |
| Tinggi cairan di shell | : | 2,467 | m |
| Tinggi head reaktor | : | 0,746 | m |
| Tebal Shell | : | 0,0116 | m |
| Tebal head | : | 0,0107 | m |

**Pemilihan dan Spesifikasi Pengaduk**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Jenis | : | Flat Blade Turbine dengan 6 Blade, 4 Baffle | |
| Diameter | : | 1,211 | m |
| Tinggi pengaduk dari dasar | : | 1,211 | m |
| Lebar Blade | : | 0,242 | m |
| Lebar Baffle | : | 0,121 | m |
| Panjang Baffle | : | 2,467 | m |
| Daya Pengadukan | : | 30 | hP |
| Kecepatan Putaran | : | 40,064 | rpm |

**Pemilihan dan Spesifikasi Pendingin Reaktor**

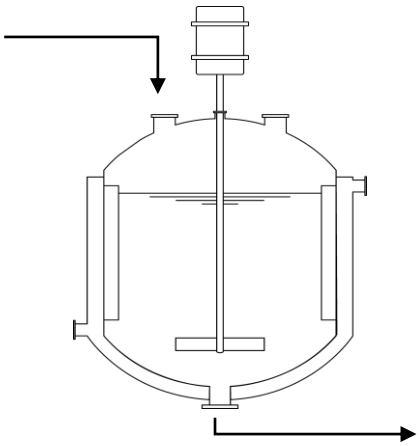
| | | | |
|---|---|---|---|
| Jenis Pendingin | : | Koil | |
| Media Pendingin | : | Dowtherm A | |
| Luas Transfer Panas | : | 59,202 | $m^2$ |
| Luas Selimut Reaktor | : | 38,832 | $m^2$ |

Ukuran Koil,

| | | | |
|---|---|---|---|
| Outside Diameter (OD) | : | 0,219 | m |
| Inside Diameter (ID) | : | 0,203 | m |
| Panjang Pipa Koil | : | 86,020 | m |
| Volume Koil | : | 3,241 | $m^3$ |
| Volume cairan setelah diambah koil | : | 35,097 | $m^3$ |
| Tinggi cairan setelah ditambah koil | : | 3,385 | m |
| Diameter lengkungan koil | : | 2,544 | m |
| Luas perpindahan panas per koil | : | 5,498 | $m^2$ |
| Jumlah lengkungan koil | : | 11 | Buah |
| Jarak antar koil | : | 0,219 | m |
| Tinggi koil | : | 2,183 | m |

# REAKTOR DIGESTION
## (R-01.2)

**Fungsi** : Mereaksikan $Al_2O_3.3H_2O$ dengan NaOH
**Jenis** : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk
**Fasa** : Padat - Cair



**Kondisi Operasi**

Tekanan : 4 atm
Suhu : 140 $^oC$
Konversi : 0,95
Rasio Mol : Al2O3.3H2O : NaOH = 1 : 2

**Reaksi Pada Reaktor**

$Al_2O_3.3H_2O + 2NaOH \longrightarrow 2NaAlO_2 + 4H_2O$

Disederhanakan menjadi :

$A + 2B \longrightarrow 2C + 4D$

**1. Menentukan Volume Reaktor**

**Volume Cairan dalam Reaktor (VL)**

V Cairan = 31856,399 l
= 31,856 $m^3$
= 8415,570 gall

**V reaktor Pasca Over Design**

Overdesign = 20%
Sehingga,
100% + 20% = 120% (Peters and Timmerhaus, 1991)

Maka, volume reaktor pasca overdesign

= 8415,570 gall x 1,2

= 10098,684 gall

= 38,224 $m^3$

## 2. Menentukan Dimensi Reaktor

**Table 8.8 Typical Manufacturer's Standard Stirred Reactors[a] (All-Welded Construction)**

| | Actual Capacity (gal full) | | | Outside Diameter of Innershell (in). | | | Straight Side (in). | | | Heat-Transfer Area (sq ft) | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Rated Capacity (gal) | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | B-sp[b] |
| 300 | 357 | 414 | | 48 | 48 | | 33 | 40 | | 41 | 51.3 | | |
| 500 | 580 | 653 | 559 | 48 | 54 | 54 | 58 | 51 | 51 | 80 | 60 | 70 | 75 |
| 750 | 860 | 898 | 807 | 60 | 60 | 60 | 52 | 59 | 60 | 96 | 85 | 93 | 97 |
| 1000 | 1142 | 1155 | 1075 | 60 | 60 | 66 | 72 | 80 | 66 | 122 | 105 | 112 | 118 |
| 1200 | | | 1253 | | | 66 | | | 78 | | | 126 | 135 |
| 1250 | | 1483 | | | 72 | | | 68 | | | 115 | | |
| 1500 | 1799 | 1779 | 1554 | 78 | 78 | 72 | 65 | 69 | 81 | 158 | 135 | 148 | 155 |
| 2000 | 2220 | 2276 | 2083 | 78 | 78 | 78 | 84 | 93 | 93 | 191 | 180 | 194 | 191 |
| 2200[d] | 2469 | | | 78 | | | 96 | | | 211 | | | |
| 2500 | | | 2756 | | | 84 | | | 105 | | | 209 | 230 |
| 3000 | 3012 | 3522 | 3272 | 96 | 96 | 90 | 77 | 90 | 108 | 236 | 205 | 230 | 256 |
| 3500 | | | 3827 | | | 96 | | | 111 | | | 254 | 283 |
| 3700[d] | 4201 | | | 96 | | | 102 | | | 290 | | | |
| 4000 | 4416 | 4525 | 4354 | 96 | 96 | 102 | 109 | 122 | 111 | 300 | 270 | 272 | 304 |
| 5000[d] | 5714 | | | 108 | | | 108 | | | 350 | | | |
| 5000 | 5601 | 5629 | 5388 | 102 | 108 | 108 | 125 | 118 | 123 | 362 | 312 | 320 | 353 |
| 5000[c] | | | | | | 108 | | | 108 | | | | 375 |
| 6000 | 6713 | 6790 | 6601 | 108 | 114 | 120 | 134 | 128 | 120 | 409 | 360 | 354 | 395 |
| 7500[c] | | 8397 | | | 120 | 126 | | 145 | 126 | | 424 | | 445 |
| 8000 | 8979 | 8887 | 8765 | 120 | 120 | 132 | 144 | 155 | 132 | 492 | 451 | 453 | 466 |
| 10,000 | 11,303 | 11,282 | 10,775 | 132 | 138 | 144 | 148 | 144 | 135 | 565 | 498 | 485 | 540 |
| 10,000[c] | | | | | | 138 | | | 138 | | | | 549 |
| 15,000[c] | 16,692 | 16,274 | | 144 | 150 | 144 | 188 | 180 | 192 | 755 | 670 | | 729 |
| 20,000[c] | | 21,246 | | | 150 | 144 | | 245 | 252 | | 884 | | 936 |
| 30,000[c] | | | | | | 184 | | | 271 | | | | 1388 |

Source: Information supplied courtesy of the Brighton Corporation, Cincinnati, Ohio 45241 and The Pfaudler Company, Division of Sybron Corp., Rochester, N.Y. 14603.

P-g is Pfaudler glassed-steel reactors.

P-s is Pfaudler stainless-steel reactors with conventional or dimpled jacket.

B-s is Brighton stainless-steel reactors with dimpled jacket.

B-sp is Brighton stainless-steel with pipe jacket or conventional jacket.

[a] These represent typical standard designs. Many others are available, and manufacturers should be consulted when selections are to be made. *Nominal design pressures (psi) are: Internal pressure*, standard: 50–75 @ 320°F and polymerizers are 150–200 @ 200°F; *Conventional jacket*, glass-steel units: 90–100 @ 350°F stainless-steel unit 50–75 @ 350°F; very large units: 75 @ 200°F; *Dimpled jacket* (stainless-steel units) 180–280 @ 400–450°F; *Pipe jacket*, (stainless-steel units) 750 @ 800°F.

[b] Stainless-steel reactors can be furnished with electro-polished surface for polymerization service.

[c] Special polymerization reactors with bottom-entering agitators for Brighton reactors.

[d] Special designs for polymerization reactors.

Maka dipilih volume standar:

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Volume reaktor | = | 15000 | gall | | | |
| | = | 56,781 | $m^3$ | | | |
| | = | 56781,177 | l | | | |
| OD | = | 144 | in | = | 3,658 | m |
| H | = | 192 | in | = | 4,877 | m |
| Heat Transfer Area | = | 729 | $ft^2$ | | | |

**Menentukan Tebal Dinding Reaktor (Shell)**

Reaktor terdiri dari atas dinding (*shell* ), tutup atas dan tutup bawah *(head* ).

$$ts = \frac{P \cdot Ro}{f \cdot E + 0{,}4\ P} + C$$

(Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254)

Keterangan :

C = Faktor korosi

Pdesain = Tekanan terukur

ro = Jari-jari luar *shell*

*f* = *Stress* yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

Maka,

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih : Stainless Steel Type SA 167 Grade 11

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension

(Extracted from the 1956 Edition of the *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-*

| Material and Specification Number | Grade | Type | Nominal Composition | Spec. Min Tensile | Notes | For Metal Temperatures, −20 to 100 | 200 | 300 | 400 | 500 | 600 | 650 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Plate Steels | | | | | | | | | | | | |
| SA-167 | 3 | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | (1) | 18,750 | 17,000 | 16,000 | 15,450 | 15,100 | 14,900 | 14,850 |
| SA-167 | 3 | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | ... | 18,750 | 16,650 | 15,000 | 13,650 | 12,500 | 11,600 | 11,200 |
| SA-167 | 5 | 321 | 18 Cr—8 Ni-Ti | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |
| SA-167 | 6 | 347 | 18 Cr—8 Ni-Cb | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |
| SA-167 | 8 | 309 | 25 Cr—12 Ni | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,300 | 16,700 | 16,600 | 16,500 | 16,450 |
| SA-167 | 10 | 310 | 25 Cr—20 Ni | 75,000 | (2) | 18,750 | 18,750 | 18,500 | 18,200 | 17,700 | 17,200 | 16,900 |
| SA-167 | 10 | 310 | 25 Cr—20 Ni | 75,000 | (3) | 18,750 | 18,750 | 18,500 | 18,200 | 17,700 | 17,200 | 16,900 |
| SA-167 | 11 | 316 | 18 Cr—10 Ni—2 Mo | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,900 | 17,500 | 17,200 | 17,100 | 17,050 |
| SA-240 | A | 410 | 13 Cr | 65,000 | ... | 16,250 | 15,600 | 15,100 | 14,600 | 14,150 | 13,850 | 13,700 |
| SA-240 | B | ... | 15 Cr | 70,000 | ... | 17,500 | 17,500 | 16,300 | 15,650 | 15,100 | 14,600 | 14,300 |
| SA-240 | C | 347 | 18 Cr—8 Ni-Cb | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |
| SA-240 | D | 430 | 17 Cr | 70,000 | (9) | 17,500 | 17,500 | 16,300 | 15,650 | 15,100 | 14,600 | 14,300 |
| SA-240 | M | 316 | 18 Cr—10 Ni—2 Mo | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,900 | 17,500 | 17,200 | 17,100 | 17,050 |
| SA-240 | O | 405 | 12 Cr-Al | 60,000 | ... | 15,000 | 15,000 | 14,700 | 14,400 | 13,950 | 13,400 | 13,000 |
| SA-240 | S | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | (1) | 18,750 | 17,000 | 16,000 | 15,450 | 15,100 | 14,900 | 14,850 |
| SA-240 | S | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | ... | 18,750 | 16,650 | 15,000 | 13,650 | 12,500 | 11,600 | 11,200 |
| SA-240 | T | 321 | 18 Cr—8 Ni-Ti | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |

(Browneel and Young, hall 342)

Alasan Pemilihan:

Stainless steel dipilih karena merupakan logam yang tidak bernoda jika terjadi korosi

b. Tekanan Perancangan

Tekanan Operasi = 4 atm = 58,79 psia

maka,

Tekanan Design = Tekanan Operasi x 1,2

= 58,79 psia x 1,2

= 70,55 psia

c. Allowable Stress (f) = 17900

(Brownell and Young, hall 342)

d. Efisiensi Sambungan

Dari tabel 13.2, Brownell and Young dipilih sambungan Single Welded, sehingga:

Efisiensi Sambungan ( E ) = 0,85

e. Faktor Korosi ( C )

Faktor korosi yang diijinkan untuk stainless steel berdasarkan buku Timmerhaus halaman 524 adalah:

$$C = \frac{1}{8} \text{ in} = 0{,}125 \text{ in}$$

f. Jari-jari Reaktor (ro) $= \frac{OD}{2}$

$$= \frac{144}{2} \text{ in}$$

$$= 72 \text{ in}$$

Sehingga,

Tebal dinding reaktor (shell) dapat dihitung dengan :

$$tseel = \frac{P \cdot ro}{f \cdot E + 0{,}4\ P} + C$$

$$= \frac{70{,}548 \times 72}{17.900 \times 0{,}85 + 0{,}4 \times 70{,}548} + 0{,}125$$

$$= 0{,}4582 \text{ in}$$

$$= 0{,}0116 \text{ m}$$

Maka, diambil tebal reaktor standart yaitu 1/2 atau 0,5 in

**Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads**
**(Courtesy of Lukens Steel Company)**

| Thickness (in.) *t* | Standard Straight Flange (in.) *sf* | Inside-corner Radius (in.) *icr* |
|---|---|---|
| 3/16 | 1½–2 | 9/16 |
| 1/4 | 1½–2½ | 3/4 |
| 5/16 | 1½–3 | 15/16 |
| 3/8 | 1½–3 | 1⅛ |
| 7/16 | 1½–3½ | 1 5/16 |
| 1/2 | 1½–3½ | 1½ |
| 5/8 | 1½–3½ | 1⅞ |
| 3/4 | 1½–3½ | 2¼ |
| 7/8 | 1½–4 | 2⅝ |
| 1 | 1½–4 | 3 |
| 1⅛ | 1½–4½ | 3⅜ |
| 1¼ | 1½–4½ | 3¾ |
| 1⅜ | 1½–4½ | 4⅛ |
| 1½ | 1½–4½ | 4½ |
| 1⅝ | 1½–4½ | 4⅞ |
| 1¾ | 1½–4½ | 5¼ |
| 1⅞ | 1½–4½ | 5⅝ |
| 2 | 1½–4½ | 6 |
| 2¼ | 1½–4½ | 6¾ |
| 2½ | 1½–4½ | 7½ |
| 2¾ | 1½–4½ | 8¼ |
| 3 | 1½–4½ | 9 |

(Brownel and Young, hall 88)

**Menentukan dan Menghitung Head Tangki:**

a. Tipe Head

a. Tipe Head

Bentuk-bentuk head yaitu:

1. Flanged only head
   Head jenis ini digunakan untuk vessel dengan tekanan uap rendah. Biasanya digunakan untuk bahan bakar minyak.
2. Flanged Standart Dished Head and Flanged Swallow Dished Head
   Head jenis ini digunakan untuk vesel yang umumnya bertekanan rendah. Biasanya digunakan pada cairan volatile seperti naphta, gasoline dan kerosine.
3. Flanged and Dished Head (Torispherical)
   Head tipe ini umumnya digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 15-200 lb/in$^2$ atau setara dengan 1-13,6 atm
4. Elliptical Dished Heads Meeting ASME and API ASME
   Head ini digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 100 - lebih dari 200 psig atau setara 6,8-12,6 atm.

Berdasarkan tekanan operasi evaporator maka dipilih Flanged and Dished Head (Torispherical) dan juga pertimbangan head ini merupakan head yang paling banyak digunakan dalam perancangan.

b. Tebal Head

Menentukam Inside Diameter (ID)

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| OD | = | ID | + | 2.tshell | |
| 144 | = | ID | + | 2 x | 0,458 |
| ID | = | 144 | - | 0,916 | |
| | = | 143,084 | in | | |
| | = | 3,634 | m | | |

Menentukan OD standart berdasarkan tabel 5.7 Dimension of ASME code flanged and dished head hal 90 Brownell and Young:

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

| OD | 120 | | 126 | | 132 | | 138 | | 144 | | 156 | | 168 | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| *t* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* |
| 3/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1/4 | | | | | | | | | | | | | | |
| 5/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 3/8 | 7 3/4 | 114 | 7 5/8 | 120 | 8 | 130 | 8 3/8 | 132 | 8 3/4 | 132 | 9 3/8 | 144 | 10 3/8 | 144 |
| 7/16 | ↓ | ↓ | ↓ | ↓ | ↓ | ↓ | ↓ | ↓ | ↓ | ↓ | ↓ | ↓ | ↓ | ↓ |
| 1/2 | | | | | | 130 | | | | | | | | |
| 5/8 | | | | | | ↓ | | | | | | | | |
| 3/4 | | | | | | 120 | | | | | | | | |
| 7/8 | | 114 | | | | ↓ | | | | | | | | |
| 1 | | 108 | | 120 | | | | | | | | | | |
| 1 1/8 | | ↓ | | 114 | | | | | | | | | | |
| 1 1/4 | | | | ↓ | | | | | | | | | | |
| 1 3/8 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 1/2 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 5/8 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 3/4 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 7/8 | | | | | | | | 132 | | | | | | |
| 2 | | | | | | | | 130 | | | | | | |
| 2 1/4 | 7 3/4 | | 7 5/8 | | 8 | | 8 3/8 | ↓ | 8 3/4 | | | | | |
| 2 1/2 | 7 3/4 | | 7 5/8 | | 8 | | 8 3/8 | | 8 3/4 | | | | | |
| 2 3/4 | 8 3/4 | | 8 3/4 | | 8 1/4 | | 8 3/8 | | 8 3/4 | | | | | |
| 3 | 9 | 108 | 9 | 114 | 9 | 120 | 9 | 130 | 9 | 132 | 9 3/8 | 144 | 10 3/8 | 144 |

Sehingga diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

| | | | |
|---|---|---|---|
| OD Shell | = | 144 | in |
| Icr (inside corner radius) | = | 8,75 | in |
| Crowd radius | = | 132 | in |

Sehingga, tebal head

$$t_{head} = \frac{0{,}885\ .p.d}{2.f.e - 0{,}1.p} + C$$

(Brownell and Young, hall 256)

$$= \frac{0{,}885 \times 70{,}55\ psia \times 144\ in}{2 \times 17900\ psia \times 0{,}85 - 0{,}1 \times 70{,}55\ psia} + 0{,}125$$

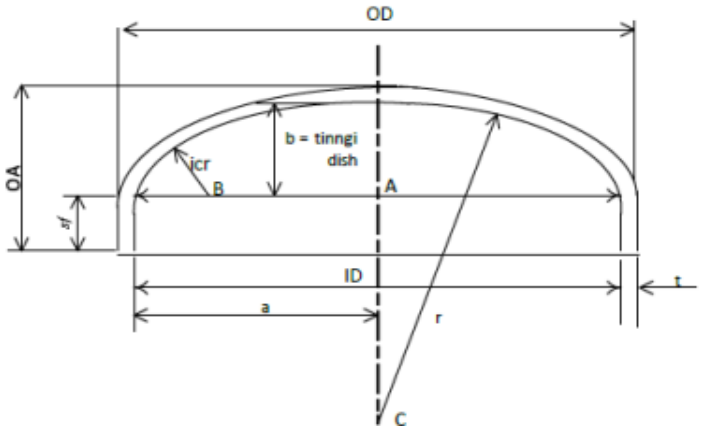
$$= 0{,}421\ in$$

$$= 0{,}0107\ m$$

Berdasarkan tabel 5.6 Dimension of ASME code flange dan dished head halaman 90 Brownell and Young digunakan tebal head standart sebesar 1/2 atau 0,5 in

c. Tinggi Head

Adapun skema perancangan head berdasarkan Brownell and Young halaman 87 sebagai berikut:




dengan,

| | | |
|---|---|---|
| icr | = | inside corner radius |
| sf | = | standart straight flange |
| r | = | radius of dish |
| OD | = | outside diameter |
| b | = | depth of dish |
| a | = | inside diameter |
| OA | = | tinggi head |

Untuk thead standart 0,5 in, berdasarkan tabel 5.6 Dimension of Flanged Standart Dished Heads Brownell and Young halaman 88 diperoleh nilai standart straight flange (sf) untuk ketebalan tersebur berkisar pada rentang 1,5-3,5 in sehingga untuk perancangan ini dipilih sf = 3 in

Maka, dimensi lain dari head reaktor dapat dihitung sebagai berikut:

a = 0,5 ID
= 0,5 x 143,084 in
= 71,542 in

AB = a - icr
= 71,542 in - 8,75 in
= 62,792 in

BC = rc - icr
= 132 in - 8,75 in
= 123,25 in

AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$
= 106,055 in

b = rc - AC
= 132 in - 106,055 in
= 25,945 in

OA = sf + b + th
= 3 in + 25,945 in + 0,421 in
= 29,365 in

Sehingga, didapat tinggi head adalah = 29,365 in = 0,746 m

**Menentukan Ketinggian Cairan dalam Reaktor**

a. Menghitung volume head

$$V_{head} = \frac{\pi . ID^2}{4} \times \frac{ID}{6}$$

$$= \frac{3,14 \times (3,634)\text{^}2}{4} \times \frac{3,634}{6}$$

= 6,280 $m^3$
= 1659 gall

b. Menghitung volume cairan yang ada pada shell and bottom

Vcairan pada shell dan bottom = Vreaktor - Vhead
= 31,856 - 6,280
= 25,577 $m^3$

c. Menghitung tinggi cairan dalam shell

$$V_{cairan\ dalam\ shell} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times ZI'$$

dimana , ZI' = Ketinggian cairan dalam shell

maka,

$$ZI' = \frac{\text{Volume dan shell x 4}}{\pi \times ID^2}$$

$$= \frac{25{,}577 \ m^3 \times 4}{3{,}14 \times (3{,}634\text{^}2)}$$

$$= 2{,}467 \ m$$

$$= 97{,}116 \ in$$

d. Luas Permukaan Reaktor $= \pi \times ID \times ZI'$

$= 3{,}14 \times 3{,}634 \ m \times 2{,}467 \ m$

$= 28{,}150 \ m^2$

e. Luas Penampang Reaktor $= \frac{\pi}{4} \times ID^2$

$= \frac{3{,}14}{4} \times 3{,}634\text{^}2$

$= 10{,}369 \ m^2$

**Menghitung tinggi total reaktor total**

Htotal = Tinggi shell + Tinggi Head

= 4,877 m + 0,746 m

= 5,623 m

= 221,365 in

**3. Merancang Pengaduk dalam Reaktor**

Neraca massa masuk reaktor 1:

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (Kg/L) | xi.ρ | Fv (L/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 17541,749 | 112,447 | 0,091 | 3,990 | 0,363 | 4396,4284 |
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 100,918 | 0,084 | 5,120 | 0,429 | 3153,68764 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 40,367 | 0,017 | 4,260 | 0,071 | 758,069516 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,670 | 143,528 | 0,045 | 3,129 | 0,140 | 2751,81217 |
| NaOH | 40 | 9035,880 | 225,897 | 0,047 | 1,861 | 0,087 | 4854,60721 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 65464,208 | 798,344 | 0,339 | 1,001 | 0,340 | 65386,8792 |
| $H_2O$ | 18 | 72886,878 | 4049,271 | 0,378 | 1,032 | 0,390 | 70616,758 |
| **Total** | | **192916,641** | **5470,772** | 1 | **20,394** | **1,819** | **151918,242** |

**a. Menentukan Jenis dan Spesifikasi Pengaduk**

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$\mu = \exp ( C1 + C2/T + C3\ln (T) + C4T\text{^}C5 )$

Dimana,

$\mu$ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$(l) | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air

μ air = 0,000193 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasuksikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

μ campuran = 2 x μ air

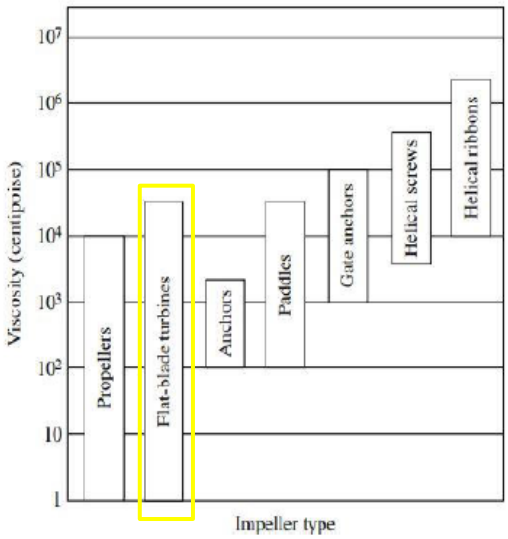
= 2 x 0,000193 Pa.s

= 0,000387 Pa.s

= 0,387 cP

Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk, berdasarkan gambar dari Holland, F.A dan F.S. Chapman 1996, halaman 5 dipilih pengaduk jenis Propeller atau Flate-blade turbines karena digunakan untuk campuran dengan viskositas <10.000 cP. Dipilih pengaduk jenis turbin dikarenakan akan menghasilkan aliran dengan pola radial sehingga akan lebih efektif dalam proses yang melibatkan transfer massa dan panas di reaktor, sedangkan jenis propeller akan menghasilkan pola aliran aksial, dimana akan lebih efektif jika digunakan untuk bulk field mixing.

(Coulson & Richardson's, 2005, Vol. 6, 4th ed, hal. 470)

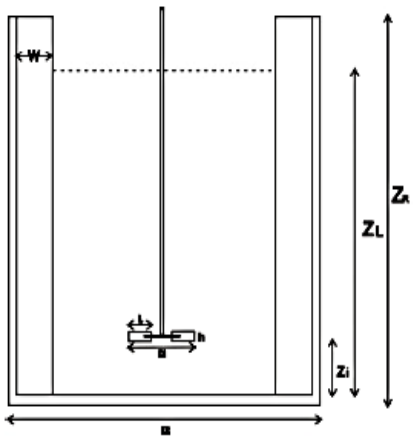



(Holland, F. A dan F.S., Chapman, 1966, hal 5)

Sehingga, tipe pengaduk yang dipilihadalah tipe Flate Blade Turbine dengan pertimbangan jenis aliran yang dihasilkan dan juga tipe pengaduk jenis ini merupakan pengaduk yang paling banyak digunakan secara umum.

(Denis Moss and Michael Basic, 2013, Halaman 427)

Spesifikasi pengaduk Flate Blade Turbine:




Keterangan :

$Z_R$ : Tinggi reaktor
$Z_L$ : Tinggi cairan
$Z_i$ : Tinggi pengaduk dari dasar
Dt : Diameter tangki reaktor
Di : Diameter pengaduk/impeller
L : Panjang pengaduk/impeller
h : Lebar pengaduk/impeller
w : Lebar *baffle*

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (flate blade turbines impellers)

Dt/Di = 3
$Z_L$/Di = 2,7 - 3,9
Zi/Di = 0,75 - 1,3
Jumlah *baffle* = 4
w/Di = 0,1

| Type of Impeller | $\frac{D_i}{D_t}$ | $\frac{Z_L}{D_t}$ | $\frac{Z_i}{D_t}$ | Baffles No. | Baffles $w/D_t$ | No. | Ref. | Type of Impeller | $\frac{D_i}{D_t}$ | $\frac{Z_L}{D_t}$ | $\frac{Z_i}{D_t}$ | Baffles No. | Baffles $w/D_t$ | No. | Ref. |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Turbine with 6 flat blades. $0.25D_i$, $0.2D_i$ | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.17 | 1 | 7 | Paddle with 2 blades. $0.25D_i$ | 4.35 | 4.3 | 0.29 | 3 | 0.11 | 8 | 3 |
| Same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 2 | 7 | Paddle with 4 blades. See No. 8. | 3 | 3 | 0.5 | 0 | | 16 | 2 |
| Same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.04 | 4 | 7 | Paddle with 2 blades. See No. 8. | 3 | 3.2 | 0.33 | 0 | | 20 | 4 |
| Same as No. 1. $a = 1$, $b = 40$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 14* | 7 | Paddle with 2 blades. See No. 8. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 10 | 7 |
| Turbine with 6 curved blades. Blade sizes same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 3 | 7 | Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.13D_t$. | 1.1 | 0.5 | 0.19 | 0 | | 29 | 10 |
| Turbine with 6 arrowhead blades. Blade sizes same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 5 | 7 | Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.17D_t$. | 1.1 | 0.4 | 0.10 | 0 | | 29 | 10 |
| Radial turbine with deflector ring. | | | | 0 | | 7 | 9 | Marine propeller with 3 blades. Pitch = $2D_i$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 15 | 7 |
| Shrouded turbine with 6 blades, 20-blade deflector ring. | 2.4 | 0.74 | 0.9 | 0 | | 11 | 6 | Same as No. 15. $a = 1.7$, $b = 18$. | 3.3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 21* | 7 |
| Similar to No. 11, but not identical. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 12 | 7 | Same as No. 15, but pitch = $1.33D_i$. | 16 | | | 3 | 0.06 | 18 | 5 |
| Same as No. 12, but no deflector ring. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 13 | 7 | Same as No. 15, but pitch = $1.09D_i$. | 9.6 | | | 3 | 0.06 | 23 | 5 |
| Axial turbine with 8 blades at 45° angle. See No. 17. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 9 | 7 | Same as No. 15, but pitch = $1.05D_i$. $a = 2.3$, $b = 18$. | 2.7 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 27* | 7 |
| Axial turbine with 4 blades at 60° angle. $0.25D_i$ | 3 | 3 | 0.50 | 0 | | 17 | 2 | Same as No. 15, but pitch = $1.04D_i$. $a = 0$, $b = 18$. | 4.5 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 25* | 7 |
| Axial turbine with 4 blades at 45° angle. See No. 17. | 5.2 | 5.2 | 0.87 | 0 | | 19 | 2 | Same as No. 15, but pitch = $D_i$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 24 | 7 |
| Same as No. 19. | 2.4-3.0 | 2.4-3.0 | 0.4-0.5 | 0 | | 22 | 2 | Same as No. 15, but pitch = $D_i$. $a = 2.1$, $b = 18$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 26* | 7 |
| Disk with 16 vanes $0.1D_i$, $0.35D_i$ | 2.5 | 2.5 | 0.75 | 4 | 0.25 | 6 | 1 | Same as No. 15, but pitch = $D_i$. | 3.8 | 3.5 | 1.0 | 0 | | 28 | 8 |

$D_i$ = diameter of impeller, $D_t$ = diameter of tank, $n$ = revolutions per second, $w$ = width of baffle, $Z_i$ = elevation of impeller above tank bottom, $Z_l$ = height of liquid in tank.

Adapun spesifikasi pengaduk reaktor adalah sbb:

a. Jumlah blade = 6 buah

b. Jumlah baffle = 4 buah

c. Diameter Impeller (Di) = 1/3 x Diameter tangki (Dt)
= 1/3 x 3,634 m
= 1,211 m
= 3,975 ft = 47,695 in

d. Tinggi *Impeller* dari dasar (Zi) = Diameter Impeller (Di)
diambil Zi/Di = 1 = 1,211 m
= 3,975 ft = 47,695 in

e. Lebar *Blade Impeller* (h) = 1/5 x Diameter Impeller (Di)
= 1/5 x 1,211 m
= 0,242 m
= 0,795 ft = 9,539 in

f. Panjang *Blade Impeller* (L) = 1/4 x Diameter Impeller (Di)
= 1/4 x 1,211 m
= 0,303 m
= 0,994 ft = 11,924 in

g. Lebar *Baffle* (w) = 0,1 x Diameter Impeller (Di)
= 0,1 x 1,211 m
= 0,121 m
= 0,397 ft = 4,769 in

h. Tebal Baffle (W) = 0,2 x Diameter Impeller (Di)
= 0,2 x 1,211 m
= 0,242 m
= 0,795 ft = 9,539 in

i. Tinggi Baffle (H) = Tinggi fluida dibagian shell
= 2,467 m
= 8,093 ft = 97,116 in

j. Volume pengaduk ($V_P$) = $\pi/4$ x Diameter Imepeller$^2$($Di^2$) x Zi
= $\frac{3,14}{4}$ x $(1,211)^2$ $m^2$ x 1,211 m
= 1,396 $m^3$
= 49,287 $ft^3$

k. Volume baffle ($V_B$) = Lebar baffle (w) x Tebal baffle (W) x Tinggi baffle (H)
= 0,121 m x 0,242 m x 2,467 m
= 0,072 $m^3$
= 2,557 $ft^3$

l. Volume Total Reaktor = ($V_{cairan}$ + $V_{pengadu}$ + $V_{Baffle}$) x 1,2
(overdesign 20%) = ( 31,856 + 1,396 + 0,072 ) x 1,2
= 39,989 $m^3$
= 10565,2 gall

**b. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk**

Berdasarkan Mc.Cabe & Smith. Unit Operation of Chemical Engineering, Ed.5. Hal.237, Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit

Dipilih:

v = 500 ft/menit = 152,4 m/menit

Maka,

$$N = \frac{v}{\pi \times Di}$$

$$= \frac{(\ 152,4\ )\ \text{m/menit}}{3,14 \times 1,211\ \text{m}}$$

= 40,064 rpm

= 0,668 rps

**IMPELLER SPEED**

**With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drivcs. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.**

Berdasarkan Wallas, halaman 288 kecepatan pengaduk standart yang dipilih adalah:

N = 45 rpm

= 0,75 rps

**c. Menentukan Tenaga Pengaduk**

Menghitung bilangan Reynold,

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan,

ρ = ρ campuran umpan masuk = 1,819 kg/liter = 1819,235 kg/m³

N = Kecepatan pengadukan = 0,75 rps

Di = Diameter Impeller = 1,211 m

μ = Viskositas campuran komponen masuk reaktor

= 0,387 cP

= 0,00026 lb/ft.s = 0,000387 kg/m.s

Maka,

$$NRe = \frac{1819,23\ \text{kg/m}^3 \times 0,75\ \text{rps} \times (\ 1,211\ )^2\ \text{m}^2}{0,00039\ \text{kg/m.s}}$$

= 5175013,44

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk 6 *blade turbine* dengan NRe > 10^6, nilai NP (power number) yang didapat = 5,5

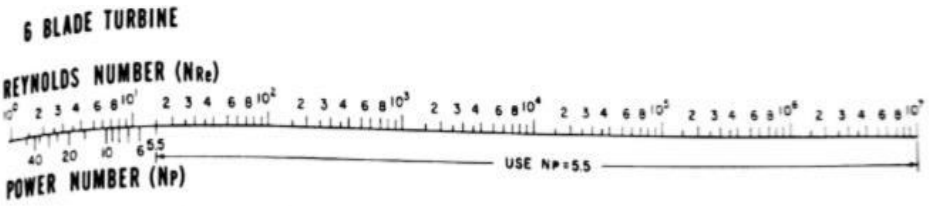



**Fig. 8.8** Typical manufacturer's power correlation. Courtesy: The Pfaudler Company, Division Sybron Corp., Rochester, N.Y. [$hp = 3.52 \times 10^{-3} N_p (\rho/62.4)(N/60)^3 (D_i/12)^5$ where $N$ as rpm and $D_i$ as inches. Add 10% plus 0.5 hp to obtain motor hp.]

Menghitung daya penggerak pengaduk,
Dihitung dengan persamaan

P = Np x ρ x $N^3$ x $Di^5$

Keterangan:

P = Daya penggerak (watt)
Np = *Power number*
ρ = Densitas cairan yang diaduk (kg/m3)
N = Kecepatan pengaduk standar (L/s)
Di = Diameter pengaduk (m)

Maka,

P = 5,5 x 1819,23 kg/$m^3$ x ( 0,75 $^3$) 1/$s^3$ x ( 1,211 $^5$ $m^5$)
= 11014,0236 kg.$m^2$/$s^3$
= 11014,0236 J/s
= 11014,0236 Watt
= 11,014 kW
= 14,770 hP

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :
Approximate Efficiencies of Electric Motors

| Size (kWatt) | Efficiency (%) |
|---|---|
| 5 | 80 |
| 15 | 85 |
| 75 | 90 |
| 200 | 92 |
| 750 | 95 |
| > 4000 | 97 |

15 = 85
75 = 90

Efisiensi P = 11,014 adalah
= 84,7 %

Dengan daya penggerak = 11,014 kW memiliki efisiensi sebesar 84,70%
Maka, daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan adalah :

$$P = \frac{11,014}{84,70\%} \text{ kW}$$
$$= 13,0036 \text{ kW}$$
$$= 17,438 \text{ hP}$$

Digunakan motor pengaduk standart, dimana data diperoleh dari buku Ludwig, 2001 edisi 3 halaman 628

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $^1/_2$, $^3/_4$, 1, 1 $^1/_2$, 2, 3, 5, 7 $^1/_2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Sehingga,
Digunakan motor pengaduk standar (P) = 20 hP

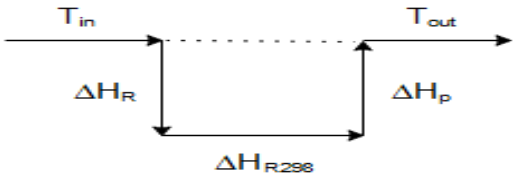
**4. Neraca Panas Reaktor**

Asumsi: a. Reaktor beroperasi pada keadaan tunak
b. Reaktor beroperasi pada keadaan isothermal
c. Pengadukan sempurna

Dari perhitungan neraca massa didapat:

| Komponen | Input | | Output | | BM |
|---|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 17541,749 | 112,447 | 877,087 | 5,622 | 156 |
| $Fe_2O_3$ | 16146,881 | 100,918 | 16146,881 | 100,918 | 160 |
| $TiO_2$ | 3229,376 | 40,367 | 3229,376 | 40,367 | 80 |
| $SiO_2$ | 8611,670 | 143,528 | 8611,670 | 143,528 | 60 |
| NaOH | 9035,880 | 225,897 | 489,899 | 12,247 | 40 |
| $NaAlO_2$ | 65464,208 | 798,344 | 82983,468 | 1011,994 | 82 |
| $H_2O$ | 72886,878 | 4049,271 | 80578,260 | 4476,570 | 18 |
| **Total** | **192916,641** | **5470,772** | **192916,641** | **5791,246** | |

Menghitung Neraca Panas




Keterangan:

Tin = Suhu umpan masuk reaktor (K)
Tout = Suhu umpan keluar reaktor (K)
ΔHr = Panas masuk Reaktor (kJ/jam)
ΔHp = Panas keluar reaktor (kJ/jam)
ΔHR298 = Panas reaksi standar (kJ/jam)

Diketahui Cp untuk masing-masing komponen masuk reaktor sebagai berikut:

| Komponen | Cp=A+BT+C/T² (kkal/kmol.K) | | |
|---|---|---|---|
| | A | B | C |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 22,08 | 0,00871 | -522500 |
| $Fe_2O_3$ | 24,72 | 0,01604 | -423400 |
| $TiO_2$ | 11,81 | 0,00754 | -41900 |
| $SiO_2$ | 10,87 | 0,008712 | -241200 |
| $NaAlO_2$ | 63,78 | 0,01768 | -167800 |

| Komponen | Cp=A+BT+CT²+DT³ (kJ/kmol.K) | | | |
|---|---|---|---|---|
| | A | B | C | D |
| NaOH | 87,629 | -4,84E-04 | -4,54E-06 | 1,19E-09 |
| $H_2O$ | 92,053 | -4,00E-02 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

**Panas masuk reaktor**

Tin = 140 ˚C = 413 K
Tref = 25 ˚C = 298 K

$$\Delta H_R = \int_{413}^{298} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | ΔHR |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ (s) | 112,447 | -7438,765 | -836467,616 |
| $Fe_2O_3$ (s) | 100,918 | -7180,294 | -724620,985 |
| $TiO_2$ (s) | 40,367 | -2030,752 | -81975,771 |
| $SiO_2$ (s) | 143,528 | -3703,610 | -531571,050 |
| $NaAlO_2$ (aq) | 798,344 | -9516,633 | -7597546,843 |
| NaOH (aq) | 225,897 | -9997,299 | -2258359,729 |
| $H_2O$ (l) | 4049,271 | -8693,795 | -35203532,756 |

| | | | |
|---|---|---|---|
| **Total** | **5470,772** | **-48561,148** | **-47234074,749** |

Sehingga, didapat ΔHR sebesar = -47234074,749 kJ/jam

**Panas Keluar Reaktor**

Tout = 140 ˚C = 413 K

Tref = 25 ˚C = 298 K

$$\Delta H_P = \int_{298}^{413} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | ΔHR |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ (s) | 5,622 | 7438,765 | 41823,381 |
| $Fe_2O_3$ (s) | 100,918 | 7180,294 | 724620,985 |
| $TiO_2$ (s) | 40,367 | 2030,752 | 81975,771 |
| $SiO_2$ (s) | 143,528 | 3703,610 | 531571,050 |
| $NaAlO_2$ (aq) | 1011,994 | 9516,633 | 9630770,84 |
| NaOH (aq) | 12,247 | 9997,299 | 122441,768 |
| $H_2O$ (l) | 4476,570 | 8693,795 | 38918382,949 |
| **Total** | **5791,246** | **48561,148** | **50051586,74** |

Sehingga, didapat ΔHP sebesar = 50051586,741 kJ/jam

**Panas Reaksi**

Tabel stoikiometri

| kmol/jam | $Al_2O_3.3H_2O$ | NaOH | $NaAlO_2$ | $H_2O$ |
|---|---|---|---|---|
| Mula-mula | 112,447 | 225,897 | 798,344 | 4049,271 |
| Bereaksi | 106,825 | 213,650 | 213,650 | 427,299 |
| Sisa | 5,622 | 12,247 | 1011,994 | 4476,570 |

Tabel nilai ΔHf (Lange's)

| Komponen | ΔHf |
|---|---|
| | kJ/mol |
| Al2O3.3H2O | -1284 |
| NaOH | -469,15 |
| NaAlO2 | -1137,3 |
| H2O | -285,83 |

$$\Delta H_R = \Sigma n \Delta H^0_{f\,produk} - \Sigma n \Delta H^0_{f\,reaktan}$$

= -12772181,42 kJ/jam

ΔHR yang bernilai negatif menandakan reaksi bersifat eksotermis sehingga membutuhkan pendingin.

**Panas yang diserap (Gs)**

Neraca panas disekitar reaktor : $Gs = \Delta H_R + \Delta H_{298} + \Delta H_P$

Gs = -47234074,749 + -12772181,42 + 50051586,74

= -9954669,43 kJ/jam

**Neraca Panas Overall**

| Parameter | Masuk | Keluar |
|---|---|---|
| Umpan | 47234074,749 | |
| Panas Reaksi | 12772181,42 | |
| Panas Produk | | 50051586,741 |
| Beban Pendingin | | 9954669,43 |
| **Total** | **60006256,169** | **60006256,169** |

**Menghitung T Keluar Reaktor Jika Sistem Adiabatis (Q=0)**

$Gs = \Delta H_{Reaktan} + \Delta H_R + \Delta H_{Produk}$

$$Gs = \int_{298}^{413} n * Cp * dT + \Delta H_{298} + \int_{298}^{T} n * Cp * dT$$

ΔHR = -12772181,42

ΔHreaktan = -47234074,749

Gs = 0 (Adiabatis)

Sehingga,

$\int_{298}^{T} n * Cp * dT$ = 60006256,17 kJ/jam

Berdasarkan trial and error didapatkan suhu keluar reaktor sebesar

Tout = 417,60 K

= 144,45 ˚C

## 5. Perancangan Alat Pendingin

Reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang digunakan untuk mereaksikan bauksit dengan natrium hidroksida dengan reaksi berjalan secara Eksotermis ( menghasilkan panas ). Untuk menjaga suhu operasi reaktor tetap pada 140oC, maka diperlukan pendingin. Dimana pendingin yang digunakan pada reaktor ini adalah Dowtherm.

### a. Menghitung Perpindahan panas reaktor

Suhu fluida masuk (T1) = 140 ºC = 413 K = 284 $^{o}$F

Suhu fluida keluar (T2) = 140 ºC = 413 K = 284 $^{o}$F

Beban Panas reaktor = -9954669,428 kJ/jam

= -9435705,619 Btu/jam

Dengan menggunakan media pendingin dowtherm maka,

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu masuk (t1) | = | 30 | ºC | = | 303 | K | = | 86 | $^{o}$F |
| Suhu keluar (t2) | = | 125 | ºC | = | 398 | K | = | 257 | $^{o}$F |
| Suhu rata-rata (Tavg) | = | 77,5 | ºC | = | 351 | K | = | 172 | $^{o}$F |

Menghitung kebutuhan steam pendingin

$$m = \frac{Qs}{Cp \times dT}$$

Dengan,

m = Kecepatan massa pendingin (kg/jam)
Qs = Panas yang diserap (kJ/jam)
Cp = Kapasitas Panas (kJ/kg.K)
dT = Suhu (oC)

Maka,

Dari jurnal Properties of Dowtherm A fluid diperoleh:

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Densitas (ρ) | = | 1011,5 | kg/m3 | = | 63,1477 | lb/ft$^{3}$ |
| Viskositas (μ) | = | 1,25 | Cp | = | 3,024 | lb/ft.jam |
| Kapasitas Panas (Cp) | = | 1,744 | kJ/kg.K | = | 0,417 | Btu/lb.$^{o}$F |
| Thermal Conductivity (k) | = | 0,1291 | W/m.K | = | 0,07459 | Btu/h.ft.$^{o}$F |

Sehingga, kebutuhan pendingin (m) :

$$m = \frac{Qs}{\lambda}$$

$$= \frac{9954669{,}428 \text{ kJ/jam}}{1{,}744 \text{ kJ/kg.K} \times 95 \text{ K}}$$

= 60083,712 kg/jam
= 132484,585 lb/jam

Menghitung luas Perpindahan panas

$$A = \frac{Qs}{Ud.\ \Delta T}$$

Dengan,

A = Luas Perpindahan panas (ft²)
Qs = Panas yang diberikan (kJ/jam)
Ud = Koefisien transfer panas (Btu/ft².jam.F)
ΔT = Beda suhu rerata (F)

Maka,

| | | | |
|---|---|---|---|
| Panas yang diberikan (Qs) | = | -9954669,428 | kJ/jam |
| | = | -9435705,619 | Btu/jam |

Koefisien Perpindahan panas (Ud):
Nilai koefisien perpindahan panas ditetapkan berdarkan Towler and Sinnott,
Halaman 798 di dapat nilai Ud antara 50 - 300 $W/m^2.K$
Sehingga dipilih nilai Ud sebesar = 280 $W/m^2.K$
= 280 $J/s.m^2.K$
= 1008 $kJ/h.m^2.K$

Beda Suhu Rerata (ΔTlmtd) :

| | Hot Fluid | Cold Fluid | Diff | Simbol |
|---|---|---|---|---|
| **Higher** | 284 | 257 | 27 | ΔT2 |
| **Lower** | 284 | 86 | 198 | ΔT1 |

Sehingga,
ΔT2 - ΔT1 = -171,00 $^oF$
Maka, ΔTMDTD dapat dihitung dengan rumus:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$= \frac{\text{-171,00}}{\ln \frac{27}{198}}$$

= 85,82 $^oF$ = 303,053 K

Sehingga, luas perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Qs}{Ud.\ \Delta T}$$

$$= \frac{9954669{,}428 \text{ kj/jam}}{1008 \text{ kJ/h.m}^2\text{.K} \times 303 \text{ K}}$$

= 32,587 $m^2$
= 350,770 $ft^2$

**b. Menentukan Jenis pemanas yang digunakan**

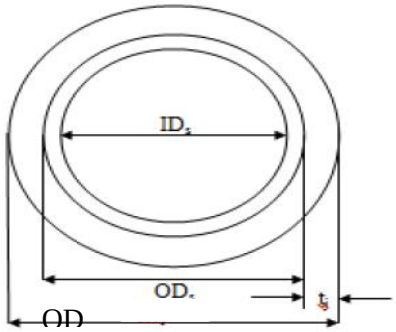
Menghitung luas selimut reaktor

AR = Keliling alas x tinggi cairan
= (π x Outside Diameter x Tinggi fluida dibagian shell)+luas penampang bawah
= (π x OD x $H_{LS}$) x (π x r2)
= ( 3,14 x 3,658 m x 2,467 m ) + ( 3,14 x 3,34451
= 38,832 $m^2$

Luas Perpindahan panas < dari luas selimut reaktor, sehingga dipilih menggunakan Jaket pendingin.

**c. Perancangan Jaket Reaktor**

Menentukan Spesifikasi Jaket Pendingin:




Keterangan:

IDs = Diameter dalam shell
Ods = Diameter luar shell
Idj = Diameter dalam jaket (Besarnya sama dengan Ods)
Odj = Diameter luar jaket
tj = Tebal jaket
A = Luas perpindahan panas

**Menghitung Diameter Luar jaket (Odj)**

Untuk menghitung OD jaket digunakan persamaan berikut:

$$Odj = \frac{A}{3{,}14 \times Hs} + Idj$$

Data-data yang diperlukan untuk menghitung OD jaket:

A = 32,587 $m^2$
Hs = 2,467 m
Idj = 3,658 m

Sehingga, didapatkan Odj :

$$Odj = \frac{32{,}587 \ m^2}{3{,}14 \times 2{,}467 \ m} + 3{,}658 \ m$$

$$= 7{,}865 \ m$$

**Menghitung Tebal Jaket Pendingin**

Untuk tebal jaket dapat dihitung dengan:

tj = Odj - Idj
= 7,865 m - 3,658 m
= 4,207 m

**Menentukan Tinggi Jaket Pendingin**

Untuk tinggi jaket pendingin disesuaikan dengan tinggi cairan dalam tangki yaitu:

hj = 2,467 m

**Menghitung Luas Perpindahan Panas Jaket Pendingin**

Untuk menghitung luas perpindahan panas jaket digunakan persamaan berikut:

Aj = π x Odj x hj

= 3,14 x 7,865 m x 2,467 m

= 60,918 $m^2$

## KESIMPULAN REAKTOR 1 (R-01.2)

**Fungsi** : Mereaksikan Bahan baku bauksit $Al_2O_3.3H_2O$ dengan NaOH

**Jenis** : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan pengaduk flat blade turbine 6 blade jumlah baffle 4 dengan jaket pendingin

**Kondisi Operasi Reaktor**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 4 | atm |
| Suhu | : | 140 | $^oC$ |
| Konversi (X1) | : | 0,95 | |
| Rasio Mol | : | $Al_2O_3.3H_2O$ : NaOH = 1 : 2 | |

**Reaktor dan Spesifikasi Reaktor**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan | : | Baja Stainless Stell Type SA 167 Grade 11 | |
| Diameter dalam (ID) | : | 3,634 | m |
| Diameter luar (OD) | : | 3,658 | m |
| Tinggi Reaktor | : | 5,623 | m |
| Volume reaktor | : | 38,224 | $m^3$ |
| Volume fluida awal | : | 31,856 | $m^3$ |
| Volume cairan di shell | : | 25,577 | $m^3$ |
| Volume cairan di head | : | 6,280 | $m^3$ |
| Tinggi shell | : | 4,877 | m |
| Tinggi cairan di shell | : | 2,467 | m |
| Tinggi head reaktor | : | 0,746 | m |
| Tebal Shell | : | 0,0116 | m |
| Tebal head | : | 0,0107 | m |

**Pemilihan dan Spesifikasi Pengaduk**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Jenis | : | Flat Blade Turbine dengan 6 Blade, 4 Baffle | |
| Diameter | : | 1,211 | m |
| Tinggi pengaduk dari dasar | : | 1,211 | m |
| Lebar Blade | : | 0,242 | m |
| Lebar Baffle | : | 0,121 | m |
| Panjang Baffle | : | 2,467 | m |
| Daya Pengadukan | : | 20 | hP |
| Kecepatan Putaran | : | 40,064 | rpm |

**Pemilihan dan Spesifikasi Pendingin Reaktor**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Jenis Pendingin | : | Jaket | |
| Media Pendingin | : | Dowtherm A | |
| Luas Transfer Panas | : | 32,587 | $m^2$ |
| Luas Selimut Reaktor | : | 38,832 | $m^2$ |

Ukuran Jaket,

| | | | |
|---|---|---|---|
| Outside Diameter (OD) | : | 7,865 | m |
| Inside Diameter (ID) | : | 3,658 | m |
| Tebal Jaket (tj) | : | 4,207 | m |
| Tinggi Jaket (hj) | : | 2,467 | m |
| Luas Perpindahan Panas Jaket | : | 60,918 | $m^2$ |

**REAKTOR PRECIPITATION**
**(R-02)**

**Umpan Masuk Reaktor Digestion (R-01)**

1. Total Umpan Masuk Reaktor Rrecipitation (R-02) dari Output Filtrat RDVF-01

| Komponen | BM | Input | |
|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam |
| Al2O3.3H2O | 156 | 0 | 0 |
| NaOH | 40 | 480,101 | 12,003 |
| NaAlO2 | 82 | 81323,798 | 991,754 |
| H2O | 18 | 75574,258 | 4198,570 |
| **Total** | | **157378,157** | **5202,326** |

**Densitas Komponen Umpan Masuk**

Suhu Umpan Masuk = 60 $^{o}$C = 333 K

ρ (g/cm3) = A(B^-(1-T/Tc)^n)

Yaws

| Komponen | A | B | n | Tc | Tmin | Tmax | ρ 25°C |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,2857 | 647,13 | 273,16 | 647,13 | 1,027 |
| NaOH | 0,19975 | 0,09793 | 0,25382 | 2820 | 596 | 2000 | |

Perry's

| Komponen | Specific.Grav | ρ (kg/L) | ρ (kg/m3) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 3,99 | 3,99 | 3990 |
| NaAlO2 | 0,97xρair (20°C) | 1,00118 | 1001,18 |

rapat massa air
1 g/cm3
1 kg/L

| Komponen | (1-T/Tc)^n | (B^-(1-T/Tc)^n) | ρ (kg/L) | ρ (kg/m3) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,8134 | 2,8665 | 0,9950 | 994,968 |
| NaOH | 0,9686 | 9,4931 | 1,8962 | 1896,244 |
| $H_2O$ (20°C) | 0,8418 | 2,9736 | 1,0321 | 1032,14704 |

Sehingga,

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (Kg/L) | xi.ρ | Fv (L/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 0,000 | 0,000 | 0 | 3,990 | 0 | 0 |
| NaOH | 40 | 480,101 | 12,003 | 0,003 | 1,896 | 0,006 | 253,185 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81323,798 | 991,754 | 0,517 | 1,001 | 0,517 | 81227,7359 |
| $H_2O$ | 18 | 75574,258 | 4198,570 | 0,480 | 1,032 | 0,496 | 73220,437 |
| **Total** | | **157378,157** | **5202,326** | **1** | **7,920** | **1,019** | **154701,359** |

menghitung debit masuk reaktor (Fv)

$$Fv = \frac{\text{Massa (kg/jam)}}{\rho \text{ mix (kg/l)}} = \frac{157378,157}{1,019} = 154476,701 \text{ l/jam}$$

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{Fv} = \frac{991,754}{154476,701} = 0,00642 \text{ kmol/l}$$

$$C_{B0} = \frac{F_{B0}}{Fv} = \frac{4198,570}{154476,701} = 0,02718 \text{ kmol/l}$$

$$M = \frac{C_{B0}}{C_{A0}} = \frac{0,02718}{0,00642} = 4$$

**Tinjauan Kinetika**

Berdasarkan Light Metals tahun 2006, Travis J. Galloway didapat nilai kontanta laju reaksi yaitu:

k = 1,09 m^-1

= 65,4 h^-1

**Optimasi Reaktor**

Menghitung Jumlah reaktor:

1. Menggunakan 1RATB

Persamaan Neraca Mol

$$\text{Rin - Rout + Rgen} = \text{Racc}$$

$$F_{A0}-F_A + r_A.V_1 = 0$$

$$FA0-FA0(1-XA)+ r_A.V_1 = 0$$

$$F_{A0}(X_{A1}-X_{A0}) = (-r_A)V_1$$

$$V_1 = \frac{F_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{(-r_A)}$$

$$V_1 = \frac{F_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{k.CA}$$

$$V_1 = \frac{Fv.C_{A0}.(X_{A1}-X_{A0})}{k.\ CA0.(1-XA)}$$

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-XA)}$$

$$V_1\ .\ k.\ (1-XA) = Fv.(X_{A1}-X_{A0})$$

$$\frac{V_1\ .\ k.\ (1-XA)}{Fv} = (X_{A1}-X_{A0})$$

$$X_{A0} = X_{A1} - \frac{V1.\ k.\ (1-XA)}{Fv}$$

Ditetapkan:

XA0 = 0

XA1 = 0,99

Perhitungan menggunakan metode goalseek dengan mengubah V uji coba agar $X_{A0} = 0$

V uji coba = 233841 l

Pembuktian perhitungan volume

Ditetapkan :

$k = 65,4$ /jam

$Fv = 154476,701$ l/jam

$X_{A0} = 0$

$X_{A1} = 0,99$

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-XA)}$$

$$= \frac{218760,038 \text{ l/jam x } (0,99-0)}{65,4/\text{jam } (1-0,99)}$$

$= 233841$ l

$= 233,841$ $m^3$

$= 61774,2247$ gall

V Overdesign $= 0,2$ volume cairan dlm reaktor (V1) *(Peters and Timmerhaus, 1991)*

$= 1,2$ x $61774,2247$ gall

$= 74129,0697$ gall

2. Menggunakan 2RATB

Reaktor 1

Persamaan Neraca Mol

Rin - Rout + Rgen = Racc

$F_{A0}-F_A + r_A.V_1 = 0$

$FA0-FA0(1-XA)+ r_A.V_1 = 0$

$F_{A0}(X_{A1}-X_{A0}) = (-r_A)V_1$

$$V_1 = \frac{F_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{(-r_A)}$$

$$V_1 = \frac{F_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{k.CA}$$

$$V_1 = \frac{Fv.C_{A0}.(X_{A1}-X_{A0})}{k.\ CA0.(1-XA)}$$

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-XA)}$$

Reaktor 2

Persamaan Neraca Mol

Rin - Rout + Rgen = Racc

$F_{A0}-F_A + r_A.V_1 = 0$

$FA0-FA0(1-XA)+ r_A.V_1 = 0$

$F_{A0}(X_{A2}-X_{A1}) = (-r_A)V_1$

$$V2 = \frac{F_{A0}(X_{A2}-X_{A1})}{(-r_A)}$$

$$V2 = \frac{F_{A0}(X_{A2}-X_{A1})}{k.CA}$$

$$V2 = \frac{Fv.C_{A0}.(X_{A2}-X_{A1})}{k.\ CA0.(1-XA2)}$$

$$V2 = \frac{Fv.(X_{A2}-X_{A1})}{k\ .(1-XA2)}$$

$$V1 = V2$$

$$\frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-XA)} = \frac{Fv.(X_{A2}-X_{A1})}{k\ .(1-XA2)}$$

Ditetapkan:

XA0 = 0,00

XA2 = 0,99

Dilakukan perhitungan menggunakan metode goalseek dengan mengubah V uji coba agar $X_{A0} = 0$ untuk mendapatkan nilai $X_{A1}$

$$X_A = X_A - \frac{(X_{A2}-X_{A1})\ x\ (1-XA1)}{(1-XA2)}$$

V uji coba = 21260,2213 l

Didapatkan :

$X_{A1}$ = 0,90

Pembuktian perhitungan volume

Ditetapkan :

k = 65,4 /jam

Fv = 154476,701 l/jam

$X_{A0}$ = 0,00

$X_{A1}$ = 0,90

$X_{A2}$ = 0,99

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-XA1)}$$

$$= \frac{71286,2\ L/jam\ x\ (0,776 - 0)}{7,2/jam\ x\ (1-0,776)}$$

= 21260,2213 L

$$V_2 = \frac{Fv.(X_{A2}-X_{A1})}{k\ .(1-XA2)}$$

$$= \frac{71286,2\ L/jam\ x\ (0,95 - 0,776)}{7,2/jam\ x\ (1-0,95)}$$

= 21260,2213 L

Jadi, $V_1 = V_2$

21260,2213 = 21260,2213

V Cairan = $V_1$ = $V_2$

= 21260,2213 l = 21260,2213 l

= 21,260 $m^3$ = 21,260 $m^3$

= 5616,356 gall = 5616,356 gall

V Overdesign = 0,2 volume cairan dlm reaktor ($V_1$) *(Peters and Timmerhaus, 1991)*
= 1,2 × 5616,356 gal
= 6739,628 gall

3. Menggunakan 3RATB

Reaktor 1

Persamaan Neraca Mol

Rin - Rout + Rgen = Racc

$F_{A0}-F_A + r_A.V_1 = 0$

$FA0-FA0(1-XA)+ r_A.V_1 = 0$

$F_{A0}(X_{A1}-X_{A0}) = (-r_A)V_1$

$$V_1 = \frac{F_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{(-r_A)}$$

$$V_1 = \frac{F_{A0}(X_{A1}-X_{A0})}{k.CA}$$

$$V_1 = \frac{Fv.C_{A0}.(X_{A1}-X_{A0})}{k.\ CA0.(1-XA)}$$

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-XA)}$$

Reaktor 2

Persamaan Neraca Mol

Rin - Rout + Rgen Racc

$F_{A0}-F_A + r_A.V_1$ 0

$FA0-FA0(1-XA)+ r_A.V_1$ 0

$F_{A0}(X_{A2}-X_{A1})$ $(-r_A)V1$

$$V2 \quad \frac{F_{A0}(X_{A2}-X_{A1})}{(-r_A)}$$

$$V2 \quad \frac{F_{A0}(X_{A2}-X_{A1})}{k.CA}$$

$$V2 \quad \frac{Fv.C_{A0}.(X_{A2}-X_{A1})}{k.\ CA0.(1-XA2)}$$

$$V2 \quad \frac{Fv.(X_{A2}-X_{A1})}{k\ .(1-XA2)}$$

Reaktor 3

Persamaan Neraca Mol

Rin - Rout + Rgen = Racc

$F_{A0}-F_A + r_A.V_1 = 0$

$FA0-FA0(1-XA)+ r_A.V_1 = 0$

$F_{A0}(X_{A3}-X_{A2}) = (-r_A)V1$

$$V3 = \frac{F_{A0}(X_{A3}-X_{A2})}{(-r_A)}$$

$$V3 = \frac{F_{A0}(X_{A3}-X_{A2})}{k.CA}$$

$$V3 = \frac{Fv.C_{A0}.(X_{A3}-X_{A2})}{k.\ CA0.(1-XA3)}$$

$$V3 = \frac{Fv.(X_{A3}-X_{A2})}{k\ .(1-XA3)}$$

$$\frac{V_1}{\frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-XA)}} = \frac{V_2}{\frac{Fv.(X_{A2}-X_{A1})}{k\ .(1-XA2)}} = \frac{V_3}{\frac{Fv.(X_{A3}-X_{A2})}{k\ .(1-XA3)}}$$

Ditetapkan :

$X_{A0}$ = 0,00

$X_{A3}$ = 0,99

Dilakukan perhitungan menggunakan metode goalseek dengan mengubah V uji coba agar $X_{A0} = 0$ untuk mendapatkan nilai $X_{A1}$ dan $X_{A2}$

$$X_{A0} = X_{A1} - \frac{(XA3-XA2) \times (1- XA1)}{(1-XA3)}$$

V uji coba = 8603,90494 l

Didapatkan :

$X_{A1}$ = 0,78

$X_{A2}$ = 0,95

Pembuktian perhitungan volume

Ditetapkan :

k = 65,4 /jam

Fv = 154476,701 l/jam

$X_{A0}$ = 0,00

$X_{A1}$ = 0,78

$X_{A2}$ = 0,95

$X_{A3}$ = 0,99

$$V_1 = \frac{Fv.(X_{A1}-X_{A0})}{k\ .(1-XA)}$$

$$= \frac{87697,018\ L/jam \times (0,63-0)}{7,2/jam\ (1-0,63)}$$

= 8603,90494 L

$$V2 = \frac{Fv.(X_{A2}-X_{A1})}{k\ .(1-XA2)}$$

$$= \frac{87697,018\ L/jam \times (0,86-0,63)}{7,2/jam\ (1-0,86)}$$

= 8603,90494 L

$$V3 = \frac{Fv.(X_{A3}-X_{A2})}{k\ .(1-XA3)}$$

$$= \frac{87697{,}018 \text{ L/jam} \times (0{,}95-0{,}86)}{7{,}2/\text{jam}\ (1-0{,}95)}$$

$= 8603{,}90494$ L

Jadi, $V_1 = V_2 = V_3$

$8603{,}90494 = 8603{,}90494 = 8603{,}90494$

V Cairan $= V_1 = V_2 = V_2$

$= 8603{,}90494$ l

$= 8{,}604$ $m^3$

$= 2272{,}911$ gall

V Overdesign $= 0{,}2$ volume cairan dlm reaktor ($V_1$) *(Peters and Timmerhaus, 1991)*

$= 1{,}2 \times 2272{,}911$ gal

$= 2727{,}493$ gall

**Pemilihan Reaktor**

Dalam menentukan jumlah reaktor hal yang perlu dipertimbangkan adalah biaya pembelian alat. Berikut merupakan persamaan untuk menentukan biaya pembelian alat :

$$Ex = Ey \frac{Nx}{Ny}$$

dengan Ex = Biaya pembelian alat pada tahun x

Ey = Biaya pembelian alat pada tahun y

Nx = Nilai index pada tahun x

Ny = Nilai index pada tahun y

Data Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) untuk RATB

| Tahun | CEPCI |
|---|---|
| 2014 | 668,1 |
| 2015 | 649,2 |
| 2016 | 653,6 |
| 2017 | 693,2 |
| 2018 | 732,6 |
| 2019 | 777,7 |
| 2020 | 750,5 |
| 2021 | 776,3 |
| 2022 | 832,1936 |

https://chemengonline.com/?s=cepci

Harga pembelian reaktor pada tahun tertentu dapat diperoleh dari www.matche.com:

Tipe Reaktor = Jacketed and Agitated

Material = Stainless Steel SA167

Diketahui harga pembelian alat (reaktor) pada tahun 2014, sebagai berikut :
Harga pembelian alat (reaktor) pada tahun 2014

| Jumlah Reaktor | Volume reaktor (gal) | Harga /unit tahun 2014 (US$) |
|---|---|---|
| 1 | 61774,225 | 1169000 |
| 2 | 5616,356 | 342800 |
| 3 | 2272,911 | 203000 |

www.matche.com

Maka harga RATB pada tahun 2022 adalah

$$E_{2022} = E_{2014} \times \frac{N_{2022}}{N_{2014}}$$

$$= 1169000 \times \frac{832,194}{668,1}$$

$$= 1456120,818 \text{ per unit}$$

Harga total reaktor = 1 unit x 1456120,818
= 1456120,82

Dengan cara yang sama, diperoleh harga total Reaktor
Harga Reaktor pada Tahun 2022

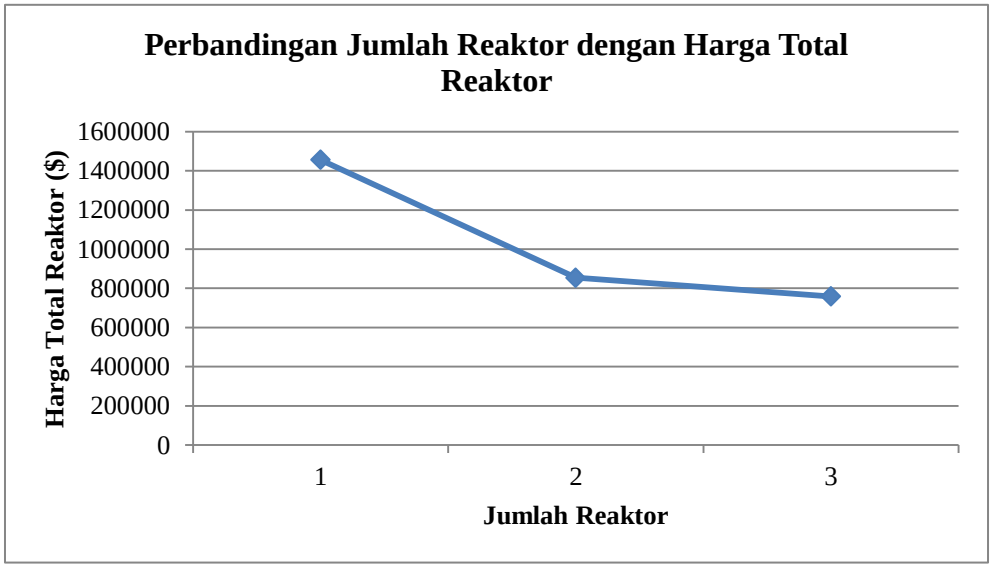
| Jumlah | Volume (gall) | Waktu Reaksi (menit) | Harga/Unit tahun 2014 | Harga/Unit Tahun 2022 (US $) | Harga Total Tahun 2022 (US $) |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 61774,225 | 90,826 | 1169000 | 1456120,818 | 1456120,818 |
| 2 | 5616,356 | 8,258 | 342800 | 426995,9079 | 853991,8158 |
| 3 | 2272,911 | 3,342 | 203000 | 252859,3037 | 758577,9111 |

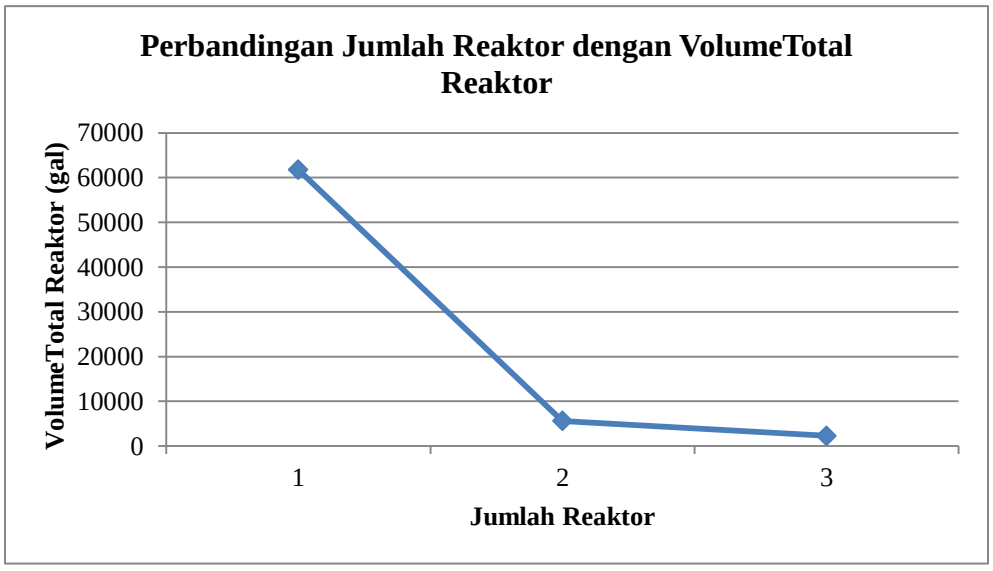
Sehingga, dapat disimpulkan:

| **Jumlah reaktor** | **Volume (gall)** | | **Konversi** | | **Waktu tinggal (mnt)** | **Harga Total (US $)** |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | **cairan** | **over design** | | | | |
| 1 | 61774,2247 | 74129,0697 | XA0 | 0,00 | 90,826 | 1456120,818 |
| | | | XA1 | 0,99 | | |
| 2 | 5616,356 | 6739,628 | XA0 | 0,00 | 8,258 | 853991,8158 |
| | | | XA1 | 0,90 | | |
| | | | XA2 | 0,99 | | |
| 3 | 2272,911 | 2727,493 | XA0 | 0,00 | 3,342 | 758577,9111 |
| | | | XA1 | 0,78 | | |
| | | | XA2 | 0,95 | | |
| | | | XA3 | 0,99 | | |

Keputusan Perancang :

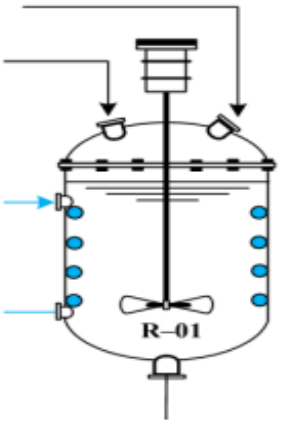
1. Berdasarkan *Agriculture Journals "Role of Peracids Revisited for Delignification, Bleaching" (Ricketts, J Drew, 1995)* kesetimbangan reaksi biasanya tercapai kurang dari 30 menit
2. Dipilih 2 reaktor dengan harga $ 853991,816
   dengan meninjau harga yang jauh lebih murah serta biaya maintenance
   yang relatif lebih rendah.



# REAKTOR PRECIPITATION
## (R-02.1)

**Fungsi** : Mereaksikan $NaAlO_2$ dengan $H_2O$
**Jenis** : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk




**Kondisi Operasi**

Tekanan : 1 atm
Suhu : 60 $^oC$
Konversi : 0,99
Rasio Mol : NaAlO2 : H2O = 2 : 4

**Reaksi Pada Reaktor**

$2NaAlO2 + 4H2O \longrightarrow Al2O3.3H2O + 2NaOH$

Disederhanakan menjadi :

$2A + 4B \longrightarrow C + 2D$

**1. Menentukan Volume Reaktor**

**Volume Cairan dalam Reaktor (VL)**

V Cairan = 21260,221 l
= 21,260 $m^3$
= 5616,356 gall

**V reaktor Pasca Over Design**

Overdesign = 20%

Sehingga,

100% + 20% = 120% (Peters and Timmerhaus, 1991)

Maka, volume reaktor pasca overdesign

= 5616,356 gall x 1,2
= 6739,628 gall
= 25,510 $m^3$

## 2. Menentukan Dimensi Reaktor

**Table 8.8 Typical Manufacturer's Standard Stirred Reactors[a] (All-Welded Construction)**

| Rated Capacity (gal) | Actual Capacity (gal full) | | | Outside Diameter of Innershell (in). | | | Straight Side (in). | | | Heat-Transfer Area (sq ft) | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | B-sp[b] |
| 300 | 357 | 414 | | 48 | 48 | | 33 | 40 | | 41 | 51.3 | | |
| 500 | 580 | 653 | 559 | 48 | 54 | 54 | 58 | 51 | 51 | 80 | 60 | 70 | 75 |
| 750 | 860 | 898 | 807 | 60 | 60 | 60 | 52 | 59 | 60 | 96 | 85 | 93 | 97 |
| 1000 | 1142 | 1155 | 1075 | 60 | 60 | 66 | 72 | 80 | 66 | 122 | 105 | 112 | 118 |
| 1200 | | | 1253 | | | 66 | | | 78 | | | 126 | 135 |
| 1250 | | 1483 | | | 72 | | | 68 | | | 115 | | |
| 1500 | 1799 | 1779 | 1554 | 78 | 78 | 72 | 65 | 69 | 81 | 158 | 135 | 148 | 155 |
| 2000 | 2220 | 2276 | 2083 | 78 | 78 | 78 | 84 | 93 | 93 | 191 | 180 | 194 | 191 |
| 2200[d] | 2469 | | | 78 | | | 96 | | | 211 | | | |
| 2500 | | | 2756 | | | 84 | | | 105 | | | 209 | 230 |
| 3000 | 3012 | 3522 | 3272 | 96 | 96 | 90 | 77 | 90 | 108 | 236 | 205 | 230 | 256 |
| 3500 | | | 3827 | | | 96 | | | 111 | | | 254 | 283 |
| 3700[d] | 4201 | | | 96 | | | 102 | | | 290 | | | |
| 4000 | 4416 | 4525 | 4354 | 96 | 96 | 102 | 109 | 122 | 111 | 300 | 270 | 272 | 304 |
| 5000[d] | 5714 | | | 108 | | | 108 | | | 350 | | | |
| 5000 | 5601 | 5629 | 5388 | 102 | 108 | 108 | 125 | 118 | 123 | 362 | 312 | 320 | 353 |
| 5000[c] | | | | | | 108 | | | 108 | | | | 375 |
| 6000 | 6713 | 6790 | 6601 | 108 | 114 | 120 | 134 | 128 | 120 | 409 | 360 | 354 | 395 |
| 7500[d] | | 8397 | | | 120 | 126 | | 145 | 126 | | 424 | | 445 |
| 8000 | 8979 | 8887 | 8765 | 120 | 120 | 132 | 144 | 155 | 132 | 492 | 451 | 453 | 466 |
| 10,000 | 11,303 | 11,282 | 10,775 | 132 | 138 | 144 | 148 | 144 | 135 | 565 | 498 | 485 | 540 |
| 10,000[d] | | | | | | 138 | | | 138 | | | | 549 |
| 15,000[d] | 16,692 | 16,274 | | 144 | 150 | 144 | 188 | 180 | 192 | 755 | 670 | | 729 |
| 20,000[d] | | 21,246 | | | 150 | 144 | | 245 | 252 | | 884 | | 936 |
| 30,000[d] | | | | | | 184 | | | 271 | | | | 1388 |

Source: Information supplied courtesy of the Brighton Corporation, Cincinnati, Ohio 45241 and The Pfaudler Company, Division of Sybron Corp., Rochester, N.Y. 14603.
P-g is Pfaudler glassed-steel reactors.
P-s is Pfaudler stainless-steel reactors with conventional or dimpled jacket.
B-s is Brighton stainless-steel reactors with dimpled jacket.
B-sp is Brighton stainless-steel with pipe jacket or conventional jacket.
[a] These represent typical standard designs. Many others are available, and manufacturers should be consulted when selections are to be made. *Nominal design pressures (psi) are: Internal pressure*, standard: 50–75 @ 320°F and polymerizers are 150–200 @ 200°F; *Conventional jacket*, glass-steel units: 90–100 @ 350°F stainless-steel unit 50–75 @ 350°F; very large units: 75 @ 200°F; *Dimpled jacket* (stainless-steel units) 180–280 @ 400–450°F; *Pipe jacket*, (stainless-steel units) 750 @ 800°F.
[b] Stainless-steel reactors can be furnished with electro-polished surface for polymerization service.
[c] Special polymerization reactors with bottom-entering agitators for Brighton reactors.
[d] Special designs for polymerization reactors.

Maka dipilih volume standar:

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Volume reaktor | = | 7500 | gall | | | |
| | = | 28,391 | $m^3$ | | | |
| | = | 28390,5884 | l | | | |
| OD | = | 126 | in | = | 3,200 | m |
| H | = | 126 | in | = | 3,200 | m |
| Heat Transfer Area | = | 445 | $ft^2$ | | | |

**Menentukan Tebal Dinding Reaktor (Shell)**

Reaktor terdiri dari atas dinding (*shell* ), tutup atas dan tutup bawah *(head* ).

$$ts = \frac{P \cdot Ro}{f \cdot E + 0{,}4\,P} + C$$

(Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254)

Keterangan :

C = Faktor korosi

Pdesain = Tekanan terukur
ro = Jari-jari luar *shell*
*f* = *Stress* yang diijinkan
E = Efisiensi sambungan

Maka,

a. Bahan Konstruksi
Bahan konstruksi yang dipilih : Stainless Steel Type SA 167 Grade 11

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension
(Extracted from the 1956 Edition of the *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-*

| Material and Specification Number | Grade | Type | Nominal Composition | Spec. Min Tensile | Notes | For Metal Temperatures −20 to 100 | 200 | 300 | 400 | 500 | 600 | 650 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Plate Steels | | | | | | | | | | | | |
| SA-167 | 3 | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | (1) | 18,750 | 17,000 | 16,000 | 15,450 | 15,100 | 14,900 | 14,850 |
| SA-167 | 3 | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | ... | 18,750 | 16,650 | 15,000 | 13,650 | 12,500 | 11,600 | 11,200 |
| SA-167 | 5 | 321 | 18 Cr—8 Ni-Ti | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |
| SA-167 | 6 | 347 | 18 Cr—8 Ni-Cb | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |
| SA-167 | 8 | 309 | 25 Cr—12 Ni | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,300 | 16,700 | 16,600 | 16,500 | 16,450 |
| SA-167 | 10 | 310 | 25 Cr—20 Ni | 75,000 | (2) | 18,750 | 18,750 | 18,500 | 18,200 | 17,700 | 17,200 | 16,900 |
| SA-167 | 10 | 310 | 25 Cr—20 Ni | 75,000 | (3) | 18,750 | 18,750 | 18,500 | 18,200 | 17,700 | 17,200 | 16,900 |
| SA-167 | 11 | 316 | 18 Cr—10 Ni—2 Mo | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,900 | 17,500 | 17,200 | 17,100 | 17,050 |
| SA-240 | A | 410 | 13 Cr | 65,000 | ... | 16,250 | 15,600 | 15,100 | 14,600 | 14,150 | 13,850 | 13,700 |
| SA-240 | B | ... | 15 Cr | 70,000 | ... | 17,500 | 17,500 | 16,300 | 15,650 | 15,100 | 14,600 | 14,300 |
| SA-240 | C | 347 | 18 Cr—8 Ni-Cb | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |
| SA-240 | D | 430 | 17 Cr | 70,000 | (9) | 17,500 | 17,500 | 16,300 | 15,650 | 15,100 | 14,600 | 14,300 |
| SA-240 | M | 316 | 18 Cr—10 Ni—2 Mo | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,900 | 17,500 | 17,200 | 17,100 | 17,050 |
| SA-240 | O | 405 | 12 Cr-Al | 60,000 | ... | 15,000 | 15,000 | 14,700 | 14,400 | 13,950 | 13,400 | 13,000 |
| SA-240 | S | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | (1) | 18,750 | 17,000 | 16,000 | 15,450 | 15,100 | 14,900 | 14,850 |
| SA-240 | S | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | ... | 18,750 | 16,650 | 15,000 | 13,650 | 12,500 | 11,600 | 11,200 |
| SA-240 | T | 321 | 18 Cr—8 Ni-Ti | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |

(Browneel and Young, hall 342)

Alasan Pemilihan:
Stainless steel dipilih karena merupakan logam yang tidak bernoda jika terjadi korosi

b. Tekanan Perancangan
Tekanan Operasi = 1 atm = 14,70 psia
maka,
Tekanan Design = Tekanan Operasi x 1,2
= 14,70 psia x 1,2
= 17,64 psia

c. Allowable Stress (f) = 18750
(Brownell and Young, hall 342)

d. Efisiensi Sambungan
Dari tabel 13.2, Brownell and Young dipilih sambungan Single Welded, sehingga:
Efisiensi Sambungan ( E ) = 0,85

e. Faktor Korosi ( C )
Faktor korosi yang diijinkan untuk stainless steel berdasarkan buku Timmerhaus halaman 524 adalah:

$$C = \frac{1}{8} \text{ in} = 0{,}125 \text{ in}$$

f. Jari-jari Reaktor (ro) $= \frac{OD}{2}$

$$= \frac{126}{2} \text{ in}$$

$$= 63 \text{ in}$$

Sehingga,

Tebal dinding reaktor (shell) dapat dihitung dengan :

$$tseel = \frac{P \cdot ro}{f \cdot E + 0{,}4\ P} + C$$

$$= \frac{17{,}635 \times 63}{18.750 \times 0{,}85 + 0{,}4 \times 17{,}635} + 0{,}125$$

$$= 0{,}1947 \text{ in}$$

$$= 0{,}0049 \text{ m}$$

Maka, diambil tebal reaktor standart yaitu 1/4 atau 0,25 in

**Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads**
(Courtesy of Lukens Steel Company)

| Thickness (in.) *t* | Standard Straight Flange (in.) *sf* | Inside-corner Radius (in.) *icr* |
|---|---|---|
| 3/16 | 1½–2 | 9/16 |
| ¼ | 1½–2½ | ¾ |
| 5/16 | 1½–3 | 15/16 |
| ⅜ | 1½–3 | 1⅛ |
| 7/16 | 1½–3½ | 1 5/16 |
| ½ | 1½–3½ | 1½ |
| ⅝ | 1½–3½ | 1⅞ |
| ¾ | 1½–3½ | 2¼ |
| ⅞ | 1½–4 | 2⅝ |
| 1 | 1½–4 | 3 |
| 1⅛ | 1½–4½ | 3⅜ |
| 1¼ | 1½–4½ | 3¾ |
| 1⅜ | 1½–4½ | 4⅛ |
| 1½ | 1½–4½ | 4½ |
| 1⅝ | 1½–4½ | 4⅞ |
| 1¾ | 1½–4½ | 5¼ |
| 1⅞ | 1½–4½ | 5⅝ |
| 2 | 1½–4½ | 6 |
| 2¼ | 1½–4½ | 6¾ |
| 2½ | 1½–4½ | 7½ |
| 2¾ | 1½–4½ | 8¼ |
| 3 | 1½–4½ | 9 |

(Brownel and Young, hal 88)

**Menentukan dan Menghitung Head Tangki:**

a. Tipe Head

Bentuk-bentuk head yaitu:

1. Flanged only head
   Head jenis ini digunakan untuk vessel dengan tekanan uap rendah. Biasanya digunakan untuk bahan bakar minyak.
2. Flanged Standart Dished Head and Flanged Swallow Dished Head
   Head jenis ini digunakan untuk vesel yang umumnya bertekanan rendah. Biasanya digunakan pada cairan volatile seperti naphta, gasoline dan kerosine.
3. Flanged and Dished Head (Torispherical)

Head tipe ini umumnya digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 15-200 lb/in$^2$ atau setara dengan 1-13,6 atm

4. Elliptical Dished Heads Meeting ASME and API ASME
   Head ini digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 100 - dari 200 psig atau setara 6,8-12,6 atm.

Berdasarkan tekanan operasi reaktor maka dipilih Flanged and Dished Head (Torispherical) dan juga pertimbangan head ini merupakan head yang paling banyak digunakan dalam perancangan.

b. Tebal Head

Menentukam Inside Diameter (ID)

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| OD | = | ID | + | 2.tshell |
| 126 | = | ID | + | 2 x 0,195 |
| ID | = | 126 | - | 0,389 |
| | = | 125,611 | in | |
| | = | 3,191 | m | |

Menentukan OD standart berdasarkan tabel 5.7 Dimension of ASME code flanged and dished head hal 90 Brownell and Young:

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

| OD | 120 | | 126 | | 132 | | 138 | | 144 | | 156 | | 168 | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| *t* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* |
| 3/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1/4 | | | | | | | | | | | | | | |
| 5/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 3/8 | 7 1/4 | 114 | 7 5/8 | 120 | | | | | | | | | | |
| 7/16 | | | | | 8 | 130 | 8 3/8 | 132 | 8 3/4 | 132 | 9 3/8 | 144 | | |
| 1/2 | | | | | | | | | | | | | 10 3/8 | 144 |
| 5/8 | | | | | | 130 | | | | | | | | |
| 3/4 | | | | | | 120 | | | | | | | | |
| 7/8 | | 114 | | | | | | | | | | | | |
| 1 | | 108 | | | | | | | | | | | | |
| 1 1/8 | | | | 120 | | | | | | | | | | |
| 1 1/4 | | | | 114 | | | | | | | | | | |
| 1 3/8 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 1/2 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 5/8 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 3/4 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 7/8 | | | | | | | | 132 | | | | | | |
| 2 | | | | | | | | 130 | | | | | | |
| 2 1/4 | 7 1/4 | | | | 8 | | | | 8 | | | | | |
| 2 1/2 | 7 1/2 | | 7 5/8 | | 8 1/4 | | 8 3/8 | | 8 3/4 | | | | | |
| 2 3/4 | 8 1/4 | | 8 1/4 | | | | | | | | | | | |
| 3 | 9 | 108 | 9 | 114 | 9 | 120 | 9 | 130 | 9 | 132 | 9 3/8 | 144 | 10 3/8 | 144 |

Sehingga diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

| | | | |
|---|---|---|---|
| OD Shell | = | 126 | in |
| Icr (inside corner radius) | = | 7,625 | in |
| Crowd radius | = | 120 | in |

Sehingga, tebal head

$$t_{head} = \frac{0,885 \,.p.d}{2.f.e - 0,1.p} + C$$

(Brownell and Young, hall 256)

$$= \frac{0{,}885 \text{ x } 17{,}64 \text{ psia x } 126 \text{ in}}{2 \text{ x } 18750 \text{ psia x } 0{,}85 - 0{,}1 \text{ x } 17{,}64 \text{ psia}} + 0{,}125$$

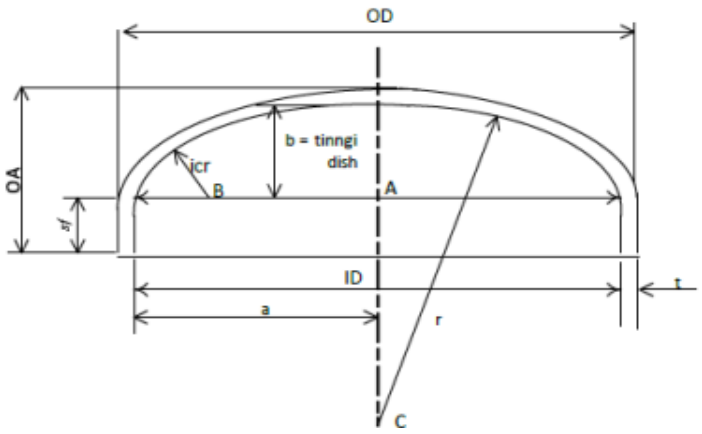
= 0,187 in

= 0,005 m

Berdasarkan tabel 5.6 Dimension of ASME code flange dan dished head halaman 90 Brownell and Young digunakan tebal head standart sebesar 1/4 atau 0,25 in

c. Tinggi Head

Adapun skema perancangan head berdasarkan Brownell and Young halaman 87 sebagai berikut:




dengan,

icr = inside corner radius
sf = standart straight flange
r = radius of dish
OD = outside diameter
b = depth of dish
a = inside diameter
OA = tinggi head

Untuk thead standart 0,25 in, berdasarkan tabel 5.6 Dimension of Flanged Standart Dished Heads Brownell and Young halaman 88 diperoleh nilai standart straight flange (sf) untuk ketebalan tersebur berkisar pada rentang 1,5-2,5 in sehingga untuk perancangan ini dipilih sf = 2 in

Maka, dimensi lain dari head reaktor dapat dihitung sebagai berikut:

a = 0,5 ID

= 0,5 x 125,611 in

= 62,805 in

AB = a - icr

= 62,805 in - 7,625 in

= 55,180 in

BC = rc - icr
= 120 in - 7,625 in
= 112,375 in
AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$
= 97,8942 in
b = rc - AC
= 120 in - 97,8942 in
= 22,106 in
OA = sf + b + th
= 2 in + 22,106 in + 0,187 in
= 24,293 in

Sehingga, didapat tinggi head adalah = 24,293 in = 0,617 m

**Menentukan Ketinggian Cairan dalam Reaktor**

a. Menghitung volume head

$$V\ head = \frac{\pi . ID2}{4} \times \frac{ID}{6}$$

$$= \frac{3,14 \times (3,647)^2}{4} \times \frac{3,647}{6}$$

= 4,857 $m^3$
= 1659 gall

b. Menghitung volume cairan yang ada pada shell and bottom

Vcairan pada shell dan bottom = Vreaktor - Vhead
= 25,510 - 4,857
= 20,652 $m^3$

c. Menghitung tinggi cairan dalam shell

$$Vcairan\ dalam\ shell = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times ZI'$$

dimana , ZI' = Ketinggian cairan dalam shell
maka,

$$ZI' = \frac{Volume\ dan\ shell \times 4}{\pi \times ID^2}$$

$$= \frac{20,652\ m^3 \times 4}{3,14 \times (3,634^2)}$$

= 2,585 m
= 101,753 in

d. Luas Permukaan Reaktor = π x ID x ZI'
= 3,14 x 3,191 m x 2,585 m
= 25,892 $m^2$

e. Luas Penampang Reaktor $= \frac{\pi}{4} \times ID^2$

$= \frac{3,14}{4} \times 3,647\text{^}2$

$= 7,991 \quad m^2$

**Menghitung tinggi total reaktor total**

Htotal = Tinggi shell + Tinggi Head

= 3,200 m + 0,617 m

= 3,817 m

= 150,293 in

## 3. Merancang Pengaduk dalam Reaktor

Neraca massa masuk reaktor 1:

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (Kg/L) | xi.ρ | Fv (L/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 0 | 0 | 0,000 | 3,990 | 0,000 | 0 |
| NaOH | 40 | 480,101 | 12,003 | 0,003 | 1,896 | 0,006 | 253,185484 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81323,798 | 991,754 | 0,517 | 1,001 | 0,517 | 81227,7359 |
| $H_2O$ | 18 | 75574,258 | 4198,570 | 0,480 | 1,032 | 0,496 | 73220,4375 |
| **Total** | | **157378,157** | **5202,326** | **1** | **7,920** | **1,019** | **154701,359** |

### a. Menentukan Jenis dan Spesifikasi Pengaduk

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$\mu = \exp ( C1 + C2/T + C3\ln (T) + C4T\text{^}C5 )$

Dimana,

$\mu$ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O(l)$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air

$\mu$ air = 0,000475 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasuksikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

$\mu$ campuran = 2 x $\mu$ air

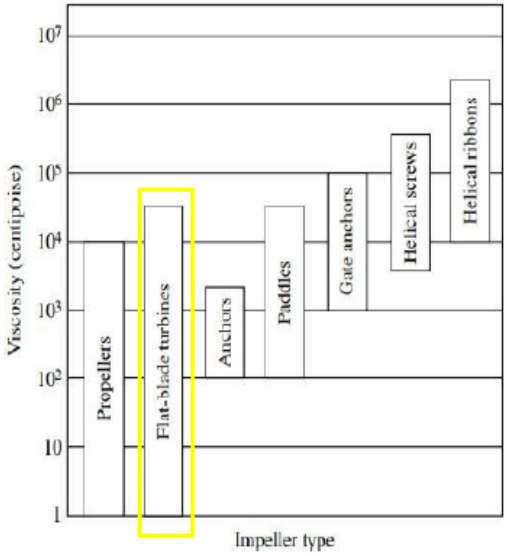
= 2 x 0,000475 Pa.s

= 0,000951 Pa.s

= 0,951 cP

Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk, berdasarkan gambar dari Holland, F.A dan F.S. Chapman 1996, halaman 5 dipilih pengaduk jenis Propeller atau Flate-blade turbines karena digunakan untuk campuran dengan viskositas <10.000 cP. Dipilih pengaduk jenis turbin dikarenakan akan menghasilkan aliran dengan pola radial sehingga akan lebih efektif dalam proses yang melibatkan transfer massa dan panas di reaktor, sedangkan jenis propeller akan menghasilkan pola aliran aksial, dimana akan lebih efektif jika digunakan untuk bulk field mixing.

(Coulson & Richardson's, 2005, Vol. 6, 4th ed, hal. 470)

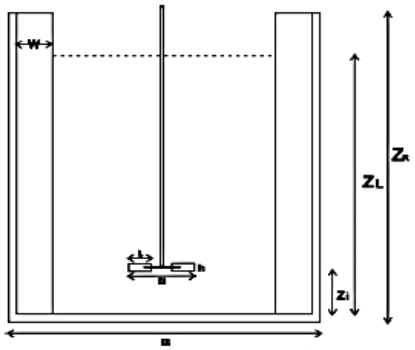



(Holland, F. A dan F.S., Chapman, 1966, hal 5)

Sehingga, tipe pengaduk yang dipilihadalah tipe Flate Blade Turbine dengan pertimbangan jenis aliran yang dihasilkan dan juga tipe pengaduk jenis ini merupakan pengaduk yang paling banyak digunakan secara umum.

(Denis Moss and Michael Basic, 2013, Halaman 427)

Spesifikasi pengaduk Flate Blade Turbine:




Keterangan :

$Z_R$ : Tinggi reaktor
$Z_L$ : Tinggi cairan
$Z_i$ : Tinggi pengaduk dari dasar
Dt : Diameter tangki reaktor
Di : Diameter pengaduk/impeller
L : Panjang pengaduk/impeller
h : Lebar pengaduk/impeller
w : Lebar *baffle*

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (flate blade turbines impellers)

Dt/Di = 3
$Z_L$/Di = 2,7 - 3,9
Zi/Di = 0,75 - 1,3
Jumlah *baffle* = 4
w/Di = 0,1

| Type of Impeller | $\frac{D_i}{D_t}$ | $\frac{Z_l}{D_t}$ | $\frac{Z_i}{D_t}$ | Baffles No. | Baffles $w/D_t$ | No. | Ref. |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Turbine with 6 flat blades. $0.25D_t$, $0.2D_i$ | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 4 | 0.17 | 1 | 7 |
| Same as No. 1. | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 4 | 0.10 | 2 | 7 |
| Same as No. 1. | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 4 | 0.04 | 4 | 7 |
| Same as No. 1. $a = 1$, $b = 40$. | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 0 | | 14* | 7 |
| Turbine with 6 curved blades. Blade sizes same as No. 1. | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 4 | 0.10 | 3 | 7 |
| Turbine with 6 arrowhead blades. Blade sizes same as No. 1. | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 4 | 0.10 | 5 | 7 |
| Radial turbine with deflector ring. | | | | 0 | | 7 | 9 |
| Shrouded turbine with 6 blades, 20-blade deflector ring. | 2.4 | 0.74 | 0.9 | 0 | | 11 | 6 |
| Similar to No. 11, but not identical. | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 0 | | 12 | 7 |
| Same as No. 12, but no deflector ring. | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 4 | 0.10 | 13 | 7 |
| Axial turbine with 8 blades at 45° angle. See No. 17. | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 4 | 0.10 | 9 | 7 |
| Axial turbine with 4 blades at 60° angle. $0.25D_t$ | 3 | 3 | 0.50 | 0 | | 17 | 2 |
| Axial turbine with 4 blades at 45° angle. See No. 17. | 5.2 | 5.2 | 0.87 | 0 | | 19 | 2 |
| Same as No. 19. | 2.4 - 3.0 | 2.4 - 3.0 | 0.4 - 0.5 | 0 | | 22 | 2 |
| Disk with 16 vanes $0.1D_t$, $0.35D_t$ | 2.5 | 2.5 | 0.75 | 4 | 0.25 | 6 | 1 |

| Type of Impeller | $\frac{D_i}{D_t}$ | $\frac{Z_l}{D_t}$ | $\frac{Z_i}{D_t}$ | Baffles No. | Baffles $w/D_t$ | No. | Ref. |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Paddle with 2 blades. $0.25D_t$ | 4.35 | 4.3 | 0.29 | 3 | 0.11 | 8 | 3 |
| Paddle with 4 blades. See No. 8. | 3 | 3 | 0.5 | 0 | | 16 | 2 |
| Paddle with 2 blades. See No. 8. | 3 | 3.2 | 0.33 | 0 | | 20 | 4 |
| Paddle with 2 blades. See No. 8. | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 4 | 0.10 | 10 | 7 |
| Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.13D_t$. | 1.1 | 0.5 | 0.19 | 0 | | 29 | 10 |
| Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.17D_t$. | 1.1 | 0.4 | 0.10 | 0 | | 29 | 10 |
| Marine propeller with 3 blades. Pitch = $2D_i$. | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 4 | 0.10 | 15 | 7 |
| Same as No. 15. $a = 1.7$, $b = 18$. | 3.3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 0 | | 21* | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $1.33D_i$. | 16 | | | 3 | 0.06 | 18 | 5 |
| Same as No. 15, but pitch = $1.09D_i$. | 9.6 | | | 3 | 0.06 | 23 | 5 |
| Same as No. 15, but pitch = $1.05D_i$. $a = 2.3$, $b = 18$. | 2.7 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 0 | | 27* | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $1.04D_i$. $a = 0$, $b = 18$. | 4.5 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 0 | | 25* | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $D_i$. | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 4 | 0.10 | 24 | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $D_i$. $a = 2.1$, $b = 18$. | 3 | 2.7 - 3.9 | 0.75 - 1.3 | 0 | | 26* | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $D_i$. | 3.8 | 3.5 | 1.0 | 0 | | 28 | 8 |

$D_i$ = diameter of impeller, $D_t$ = diameter of tank, $n$ = revolutions per second, $w$ = width of baffle, $Z_i$ = elevation of impeller above tank bottom, $Z_l$ = height of liquid in tank.

Adapun spesifikasi pengaduk reaktor adalah sbb:

a. Jumlah blade = 6 buah
b. Jumlah baffle = 4 buah
c. Diameter Impeller (Di) = 1/3 x Diameter tangki (Dt)
   = 1/3 x 3,191 m
   = 1,064 m
   = 3,489 ft = 41,870 in
d. Tinggi *Impeller* dari dasar (Zi) = Diameter Impeller (Di)
   diambil Zi/Di = 1 = 1,064 m
   = 3,489 ft = 41,870 in
e. Lebar *Blade Impeller* (h) = 1/5 x Diameter Impeller (Di)
   = 1/5 x 1,064 m
   = 0,213 m
   = 0,698 ft = 8,374 in

f. Panjang *Blade Impeller* (L) = 1/4 x Diameter Impeller (Di)
= 1/4 x 1,064 m
= 0,266 m
= 0,872 ft = 10,468 in

g. Lebar *Baffle* (w) = 0,1 x Diameter Impeller (Di)
= 0,1 x 1,064 m
= 0,106 m
= 0,349 ft = 4,187 in

h. Tebal Baffle (W) = 0,2 x Diameter Impeller (Di)
= 0,2 x 1,064 m
= 0,213 m
= 0,698 ft = 8,374 in

i. Tinggi Baffle (H) = Tinggi fluida dibagian shell
= 2,585 m
= 8,479 ft = 101,753 in

j. Volume pengaduk ($V_P$) = $\pi/4$ x Diameter Impeller$^2$($Di^2$) x Zi
= $\frac{3,14}{4}$ x $(1,216)^2$ $m^2$ x 1,064 m
= 0,944 $m^3$
= 33,346 $ft^3$

k. Volume baffle ($V_B$) = Lebar baffle (w) x Tebal baffle (W) x Tinggi baffle (H)
= 0,106 m x 0,213 m x 2,585 m
= 0,058 $m^3$
= 2,065 $ft^3$

l. Volume Total Reaktor (overdesign 20%) = ($V_{cairan}$ + $V_{pengadu}$ + $V_{Baffle}$) x 1,2
= ( 21,260 + 0,944 + 0,058 ) x 1,2
= 26,716 $m^3$
= 7058,24 gall

**b. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk**

Berdasarkan Mc.Cabe & Smith. Unit Operation of Chemical Engineering, Ed.5. Hal.237, Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit

Dipilih:

v = 500 ft/menit = 152,4 m/menit

Maka,

$$N = \frac{v}{\pi \times Di}$$

$$= \frac{(\ 152,4\ )\ \text{m/menit}}{3,14 \times 1,064\ \text{m}}$$

= 45,637 rpm
= 0,761 rps

**IMPELLER SPEED**

**With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drivcs. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.**

Berdasarkan Wallas, halaman 288 kecepatan pengaduk standart yang dipilih adalah:

N = 56 rpm
= 0,93 rps

**c. Menentukan Tenaga Pengaduk**

Menghitung bilangan Reynold,

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan,

ρ = ρ campuran umpan masuk = 1,019 kg/liter = 1018,782 kg/m³
N = Kecepatan pengadukan = 0,93 rps
Di = Diameter Impeller = 1,064 m
μ = Viskositas campuran komponen masuk reaktor
= 0,951 cP
= 0,00064 lb/ft.s = 0,000951 kg/m.s

Maka,

$$NRe = \frac{1018{,}78\ kg/m^3 \times 0{,}93\ rps \times (1{,}064)^2\ m^2}{0{,}000951\ kg/m.s}$$

= 1131280,33

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk 6 *blade turbine* dengan NRe > 10^6, nilai NP (power number) yang didapat = 5,5

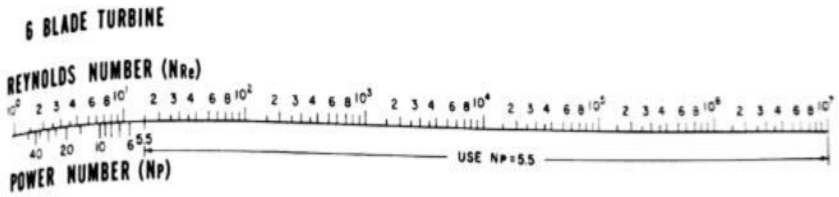



**Fig. 8.8** Typical manufacturer's power correlation. Courtesy: The Pfaudler Company, Division Sybron Corp., Rochester, N.Y. [$hp = 3.52 \times 10^{-3} N_p (\rho/62.4)(N/60)^3 (D_i/12)^5$ where $N$ as rpm and $D_i$ as inches. Add 10% plus 0.5 hp to obtain motor hp.]

Menghitung daya penggerak pengaduk,
Dihitung dengan persamaan

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan:

P = Daya penggerak (watt)
Np = *Power number*
ρ = Densitas cairan yang diaduk (kg/m3)
N = Kecepatan pengaduk standar (L/s)
Di = Diameter pengaduk (m)

Maka,

P = 5,5 x 1018,78 kg/m3 x ( 0,93 ³) 1/s³ x ( 1,064 $^{5}$ $m^{5}$)
= 6197,96264 kg.m²/s³
= 6197,96264 J/s
= 6197,96264 Watt
= 6,198 kW
= 8,312 hP

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :
Approximate Efficiencies of Electric Motors

| Size (kWatt) | Efficiency (%) |
|---|---|
| 5 | 80 |
| 15 | 85 |
| 75 | 90 |
| 200 | 92 |
| 750 | 95 |
| > 4000 | 97 |

15 = 85
75 = 90

Efisiensi P = 6,198 adalah
= 84,3

Dengan daya penggerak = 6,198 kW memiliki efisiensi sebesar 84,30%
Maka, daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan adalah :

$$P = \frac{6,198}{84,30\%} \text{ kW}$$

= 7,352 kW
= 9,860 hP

Digunakan motor pengaduk standart, dimana data diperoleh dari buku Ludwig, 2001 edisi 3 halaman 628

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $^1/_2$, $^3/_4$, 1, 1 $^1/_2$, 2, 3, 5, 7 $^1/_2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Sehingga,

Digunakan motor pengaduk standar (P) = 10 hP

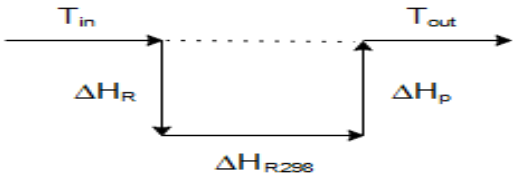
**4. Neraca Panas Reaktor**

Asumsi: a. Reaktor beroperasi pada keadaan tunak
b. Reaktor beroperasi pada keadaan isothermal
c. Pengadukan sempurna

Dari perhitungan neraca massa didapat:

| Komponen | Input | | Output | | BM |
|---|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 0,000 | 0,000 | 69621,105 | 446,289 | 156 |
| NaOH | 480,101 | 12,003 | 36183,232 | 904,581 | 40 |
| $NaAlO_2$ | 81323,798 | 991,754 | 8132,380 | 99,175 | 82 |
| $H_2O$ | 75574,258 | 4198,570 | 43441,440 | 2413,413 | 18 |
| **Total** | **157378,157** | **5202,326** | **157378,157** | **3863,459** | |

Menghitung Neraca Panas




Keterangan:

Tin = Suhu umpan masuk reaktor (K)
Tout = Suhu umpan keluar reaktor (K)
ΔHr = Panas masuk Reaktor (kJ/jam)
ΔHp = Panas keluar reaktor (kJ/jam)
$\Delta H_{R298}$ = Panas reaksi standar (kJ/jam)

Diketahui Cp untuk masing-masing komponen masuk reaktor sebagai berikut:

| Komponen | Cp=A+BT+C/T² (kkal/kmol.K) | | |
|---|---|---|---|
| | A | B | C |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 22,08 | 0,00871 | -522500 |
| $NaAlO_2$ | 63,78 | 0,01768 | -1678000 |

| Komponen | Cp=A+BT+CT²+DT³ (kJ/kmol.K) | | | |
|---|---|---|---|---|
| | A | B | C | D |
| NaOH | 87,629 | -4,84E-04 | -4,54E-06 | 1,19E-09 |
| $H_2O$ | 92,053 | -4,00E-02 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

**Panas masuk reaktor**

Tin = 60 ˚C = 333 K
Tref = 25 ˚C = 298 K

$$\Delta H_R = \int_{413}^{298} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | ΔHR |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ (s) | 0,000 | -15797,552 | 0,000 |
| $NaAlO_2$ (aq) | 991,754 | -50370,389 | -49955016,019 |
| NaOH (aq) | 12,003 | -3047,149 | -36573,518 |
| $H_2O$ (l) | 4198,570 | -2634,236 | -11060023,348 |
| **Total** | **5202,326** | **-71849,325** | **-61051612,885** |

Sehingga, didapat ΔHR sebesar = -61051612,885 kJ/jam

**Panas Keluar Reaktor**

Tout = 60 ˚C = 333 K
Tref = 25 ˚C = 298 K

$$\Delta H_P = \int_{298}^{413} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | ΔHR |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ (s) | 446,289 | 15797,552 | 7050275,664 |
| $NaAlO_2$ (aq) | 99,175 | 50370,389 | 4995501,602 |
| NaOH (aq) | 904,581 | 3047,149 | 2756392,781 |
| $H_2O$ (l) | 2413,413 | 2634,236 | 6357499,956 |
| **Total** | **3863,459** | **71849,325** | **21159670,00** |

Sehingga, didapat ΔHP sebesar = 21159670,003 kJ/jam

**Panas Reaksi**

Tabel stoikiometri

| kmol/jam | $NaAlO_2$ | $H_2O$ | $Al_2O_3.3H_2O$ | NaOH |
|---|---|---|---|---|
| Mula-mula | 991,754 | 4198,570 | 0,000 | 12,003 |
| Bereaksi | 892,578 | 1785,157 | 446,289 | 892,578 |
| Sisa | 99,175 | 2413,413 | 446,289 | 904,581 |

Tabel nilai ΔHf (Lange's)

| Komponen | ΔHf |
|---|---|
| | kJ/mol |
| NaOH | -469,15 |
| $NaAlO_2$ | -1137,3 |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | -1284 |
| $H_2O$ | -285,83 |

$$\Delta H_R = \Sigma n \Delta H^0_{f\,produk} - \Sigma n \Delta H^0_{f\,reaktan}$$

= 26679610,870 kJ/jam

ΔHR yang bernilai positif menandakan reaksi bersifat endotermis sehingga membutuhkan pemanas.

**Panas yang diserap (Gs)**

Neraca panas disekitar reaktor : $Gs = \Delta H_R + \Delta H_{298} + \Delta H_P$

Gs = -61051612,885 + 26679610,87 + 21159670,00

= -13212332,01 kJ/jam

**Neraca Panas Overall**

| Parameter | Masuk | Keluar |
|---|---|---|
| Umpan | 61051612,885 | |
| Panas Reaksi | | 26679610,870 |
| Panas Produk | | 21159670,003 |
| Beban Pemanas | | 13212332,01 |
| **Total** | **61051612,885** | **61051612,885** |

**Menghitung T Keluar Reaktor Jika Sistem Adiabatis (Q=0)**

$$Gs = \Delta H_{Reaktan} + \Delta H_R + \Delta H_{Produk}$$

$$Gs = \int_{298}^{413} n * Cp * dT + \Delta H_{298} + \int_{298}^{T} n * Cp * dT$$

ΔHR = 26679610,87

ΔHreaktan = -61051612,885

Gs = 0 (Adiabatis)

Sehingga,

$$\int_{298}^{T} n * Cp * dT = 34372002{,}02 \text{ kJ/jam}$$

Berdasarkan trial and error didapatkan suhu keluar reaktor sebesar

Tout = 304,75 K
= 31,60 ˚C

## 5. Perancangan Alat Pemanas

Reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang digunakan untuk mereaksikan NaAlO2 dengan H2O reaksi berjalan secara Endotermis (menyerap panas ). Untuk menjaga suhu operasi reaktor tetap pada 60$^{o}$C, maka diperlukan pemanas. Dimana pemanas yang digunakan pada reaktor ini adalah Dowtherm.

### a. Menghitung Perpindahan panas reaktor

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu fluida masuk (T1) | = | 60 | ºC | = | 333 | K | = | 140 $^{o}$F |
| Suhu fluida keluar (T2) | = | 60 | ºC | = | 333 | K | = | 140 $^{o}$F |
| Beban Panas reaktor | = | -13212332,012 | kJ/jam | | | | | |
| | = | -12523537,452 | Btu/jam | | | | | |

Dengan menggunakan media pendingin dowtherm maka,

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu masuk (t1) | = | 125 | ºC | = | 398 | K | = | 257 $^{o}$F |
| Suhu keluar (t2) | = | 75 | ºC | = | 348 | K | = | 167 $^{o}$F |
| Suhu rata-rata (Tavg) | = | 100 | ºC | = | 373 | K | = | 212 $^{o}$F |

Menghitung kebutuhan pemanas

$$m = \frac{Qs}{Cp \times dT}$$

Dengan,

m = Kecepatan massa pemanas (kg/jam)
Qs = Panas yang diberikan (kJ/jam)
Cp = Kapasitas panas (kJ/kg.K)
dT = Suhu ($^{o}$C)

Maka,

Dari jurnal Properties of Dowtherm A fluid diperoleh:

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Densitas (ρ) | = | 994,9 | kg/m$^{3}$ | = | 62,1114 | lb/ft$^{3}$ | | |
| Viskositas (μ) | = | 0,97 | Cp | = | 2,347 | lb/ft.jam | | |
| Kapasitas Panas (Cp) | = | 1,8 | kJ/kg.K | = | 0,430 | Btu/lb.$^{o}$F | | |
| Thermal Conductivity (k) | = | 0,1259 | W/m.K | = | 0,07274 | Btu/h.ft.$^{o}$F | | |

Sehingga, kebutuhan pemanas (m) :

$$m = \frac{Qs}{Cp \times dT}$$

$$= \frac{13212332{,}012 \text{ kJ/jam}}{1{,}8 \text{ kJ/kg.K} \times 50 \text{ K}}$$

$$= 146803{,}689 \text{ kg/jam}$$

$$= 323702{,}134 \text{ lb/jam}$$

Menghitung luas Perpindahan panas

$$A = \frac{Qs}{Ud.\ \Delta T}$$

Dengan,

A = Luas Perpindahan panas ($ft^2$)
Qs = Panas yang diberikan (kJ/jam)
Ud = Koefisien transfer panas (Btu/$ft^2$.jam.$^oF$)
$\Delta T$ = Beda suhu rerata ($^oF$)

Maka,

Panas yang diberikan (Qs) = -13212332,012 kJ/jam
= -12523537,452 Btu/jam

Koefisien Perpindahan panas (Ud):

Nilai koefisien perpindahan panas ditetapkan berdarkan Towler and Sinnott,
Halaman 798 di dapat nilai Ud antara 50 - 300 W/$m^2$.K
Sehingga dipilih nilai Ud sebesar = 250 W/$m^2$.K
= 250 J/s.$m^2$.K
= 900 kJ/h.$m^2$.K

Beda Suhu Rerata ($\Delta$Tlmtd) :

| | **Hot Fluid** | **Cold Fluid** | **Diff** | **Simbol** |
|---|---|---|---|---|
| **Higher** | 257 | 140 | 117 | $\Delta T2$ |
| **Lower** | 167 | 140 | 27 | $\Delta T1$ |

Sehingga,

$\Delta T2 - \Delta T1$ = 90,00 $^oF$

Maka, $\Delta$TMDTD dapat dihitung dengan rumus:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$= \frac{90{,}00}{\ln \frac{117}{27}}$$

= 61,38 $^oF$ = 289,471 K

Sehingga, luas perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Qs}{Ud.\ \Delta T}$$

$$= \frac{13212332{,}012 \text{ kj/jam}}{900 \text{ kJ/h.m}^2\text{.K} \times 289 \text{ K}}$$

$$= 50{,}715 \text{ m}^2$$

$$= 545{,}891 \text{ ft}^2$$

**b. Menentukan Jenis pemanas yang digunakan**

Menghitung luas selimut reaktor

AR = Keliling alas x tinggi cairan

= (π x Outside Diameter x Tinggi fluida dibagian shell)+luas penampang bawah

= ($\pi$ x OD x $H_{LS}$) x ($\pi$ x r2)

= ( 3,14 x 3,200 m x 2,585 m ) + ( 3,14 x 2,561

= 34,013 m²

Luas Perpindahan panas > dari luas selimut reaktor, sehingga dipilih menggunakan koil pendingin.

**c. Perancangan koil reaktor**

**Menghitung diameter pipa koil optimum**

Berdasarkan buku Peter, M.S. Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, Mc Graw Hill, 1991, ed 4, halaman 496 didapat persamaan sebagai berikut:

$$Dopt = 3{,}9 \cdot Q^{0{,}45} \cdot \rho^{0{,}13}$$

Dengan:

Dopt = Diameter pipa optimum (in)

q = Kecepataan volume fluida (ft²/s)

ρ = Rapat massa fluida (lb/ft³)

Maka,

Densitas Fluida (ρ) :

| Komponen | BM | Input kg/jam | ρ (Kg/L) | ρ (Kg/m³) | Fv (L/jam) | Fv (m³/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 0,000 | 3,990 | 3990 | 0 | 0,000 |
| NaOH | 40 | 480,101 | 1,896 | 1896 | 253,185484 | 0,253 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81323,798 | 1,001 | 1001 | 81227,7359 | 81,228 |
| $H_2O$ | 18 | 75574,258 | 1,032 | 1032 | 73220,4375 | 73,220 |
| **Total** | | **157378,157** | **7,920** | **7920** | **154701,359** | **154,701** |

Dimana,

$$\rho = \frac{157378{,}157 \text{ kg/jam}}{154{,}701 \text{ m}^3\text{/jam}}$$

$$= 1017{,}303 \text{ kg/m}^3$$

$$= 63{,}510 \text{ lb/ft}^3$$

Kecepatan volume fluida (q) :

q = 154,701 $m^3$/jam

= 1,518 $ft^3$/s

Sehingga,

Dopt = $3,9 \cdot q^{0,45} \cdot \rho^{0,13}$

= 3,9 x 1,207 $ft^3$/s x 1,715 lb/$ft^3$

= 8,073 in

= 0,205 m

**Menentukan pipa Koil reaktor standar**

Dari Tabel 11 halaman 844, buku Process Heat Transfer, Kern. D. Q., 1965 dipilih:

844 *PROCESS HEAT TRANSFER*

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

| Nominal pipe size, IPS, in. | OD, in. | Schedule No. | ID, in. | Flow area per pipe, in.² | Surface per lin ft, ft.²/ft. | | Weight per lin ft, lb steel |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | Outside | Inside | |
| ⅛ | 0.405 | 40* | 0.269 | 0.058 | 0.106 | 0.070 | 0.25 |
| | | 80† | 0.215 | 0.036 | | 0.056 | 0.32 |
| ¼ | 0.540 | 40* | 0.364 | 0.104 | 0.141 | 0.095 | 0.43 |
| | | 80† | 0.302 | 0.072 | | 0.079 | 0.54 |
| ⅜ | 0.675 | 40* | 0.493 | 0.192 | 0.177 | 0.129 | 0.57 |
| | | 80† | 0.423 | 0.141 | | 0.111 | 0.74 |
| ½ | 0.840 | 40* | 0.622 | 0.304 | 0.220 | 0.163 | 0.85 |
| | | 80† | 0.546 | 0.235 | | 0.143 | 1.09 |
| ¾ | 1.05 | 40* | 0.824 | 0.534 | 0.275 | 0.216 | 1.13 |
| | | 80† | 0.742 | 0.432 | | 0.194 | 1.48 |
| 1 | 1.32 | 40* | 1.049 | 0.864 | 0.344 | 0.274 | 1.68 |
| | | 80† | 0.957 | 0.718 | | 0.250 | 2.17 |
| 1¼ | 1.66 | 40* | 1.380 | 1.50 | 0.435 | 0.362 | 2.28 |
| | | 80† | 1.278 | 1.28 | | 0.335 | 3.00 |
| 1½ | 1.90 | 40* | 1.610 | 2.04 | 0.498 | 0.422 | 2.72 |
| | | 80† | 1.500 | 1.76 | | 0.393 | 3.64 |
| 2 | 2.38 | 40* | 2.067 | 3.35 | 0.622 | 0.542 | 3.66 |
| | | 80† | 1.939 | 2.95 | | 0.508 | 5.03 |
| 2½ | 2.88 | 40* | 2.469 | 4.79 | 0.753 | 0.647 | 5.80 |
| | | 80† | 2.323 | 4.23 | | 0.609 | 7.67 |
| 3 | 3.50 | 40* | 3.068 | 7.38 | 0.917 | 0.804 | 7.58 |
| | | 80† | 2.900 | 6.61 | | 0.760 | 10.3 |
| 4 | 4.50 | 40* | 4.026 | 12.7 | 1.178 | 1.055 | 10.8 |
| | | 80† | 3.826 | 11.5 | | 1.002 | 15.0 |
| 6 | 6.625 | 40* | 6.065 | 28.9 | 1.734 | 1.590 | 19.0 |
| | | 80† | 5.761 | 26.1 | | 1.510 | 28.6 |
| 8 | 8.625 | 40* | 7.981 | 50.0 | 2.258 | 2.090 | 28.6 |
| | | 80† | 7.625 | 45.7 | | 2.000 | 43.4 |
| 10 | 10.75 | 40* | 10.02 | 78.8 | 2.814 | 2.62 | 40.5 |
| | | 60 | 9.75 | 74.6 | | 2.55 | 54.8 |
| 12 | 12.75 | 30 | 12.09 | 115 | 3.338 | 3.17 | 43.8 |
| 14 | 14.0 | 30 | 13.25 | 138 | 3.665 | 3.47 | 54.6 |
| 16 | 16.0 | 30 | 15.25 | 183 | 4.189 | 4.00 | 62.6 |
| 18 | 18.0 | 20‡ | 17.25 | 234 | 4.712 | 4.52 | 72.7 |
| 20 | 20.0 | 20 | 19.25 | 291 | 5.236 | 5.05 | 78.6 |
| 22 | 22.0 | 20‡ | 21.25 | 355 | 5.747 | 5.56 | 84.0 |
| 24 | 24.0 | 20 | 23.25 | 425 | 6.283 | 6.09 | 94.7 |

* Commonly known as standard.
† Commonly known as extra heavy.
‡ Approximately.

Dipilih:

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Ukuran normal pipa | = | 10 | in | | | |
| Schedule number | = | 40 | | | | |
| Diameter luar (OD) | = | 10,75 | in | = | 0,273 | m |
| Diameter dalam (ID) | = | 10,02 | in | = | 0,255 | m |
| Surface per lin ft (Ao) | = | 2,814 | ft²/ft | = | 0,858 | m²/m |
| Flow area tiap pipa (At) | = | 78,8 | in² | = | 0,051 | m² |
| Diameter helix | = | 0,85 x Di | | | | |
| | = | 0,216 | m | | | |
| Jarak antar lilitan (x) | = | 2 x OD | | | | |
| | = | 21,5 | in | = | 0,546 | m |

**Menentukan spesifikasi koil reaktor :**

**Menghitung panjang pipa koil**

$$L = \frac{A}{Ao}$$

$$= \frac{545{,}891 \text{ ft}^2}{2{,}814 \text{ ft}^2/\text{ft}}$$

$$= 193{,}991 \text{ ft}$$

$$= 59{,}1285 \text{ m}$$

**Menghitung Volume Koil**

$$Vkoil = \frac{1}{4} \pi \times (OD^2) \times L$$

$$= \frac{1}{4} \times 3{,}14 \times (0{,}273 \text{ m})^2 \times 59{,}1285 \text{ m}$$

$$= 3{,}461 \text{ m}^3$$

**Volume cairan setelah ditambah koil**

$$Vt = Vawal + Vkoil$$

$$= 21{,}260 \text{ m}^3 + 3{,}461 \text{ m}^3$$

$$= 24{,}721 \text{ m}^3$$

**Tinggi cairan setelah ditambah koil**

Vt = Luas penampang reaktor x tinggi cairan ditambah koil

sehingga,

$$Hcairan\ koil = \frac{Vt}{A}$$

$$= \frac{24{,}721 \text{ m}^3}{7{,}991 \text{ m}^2}$$

$$= 3{,}094 \text{ m}$$

**Diameter Legkungan koil**

Dlengkuan koil = 0,7 x IDreaktor
= 0,7 x 3,191 m
= 2,233 m
= 7,327 ft

**Luas Perpindahan Panas Koil**

A' = Ao x π x Dlengkungan koil
= 2,814 ft²/ft x 3,14 x 7,327 ft
= 64,744 ft²
= 6,015 m²

**Jumlah lengkungan koil**

$$Nkoil = \frac{A}{A'}$$

$$= \frac{545,890964 \text{ ft}^2}{64,744 \text{ ft}^2}$$

= 8

maka, jumah lengkungan koil pada reaktor 1 (R-01) sebanyak 15 buah

**Jarak antar koil**

Jkoil = 1 x ODkoil
= 1 x 0,273 m = 0,273 m

**Menghitung Tinggi Koil Minimum**

Hkoil = Nkoil x IDkoil
= 8 x 0,255 m
= 2,146 m

## KESIMPULAN REAKTOR 2 (R-02.1)

**Fungsi** : Mereaksikan $NaAlO_2$ dengan $H_2O$

**Jenis** : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan pengaduk flat blade turbine 6 blade jumlah baffle 4 dengan koil pemanas

**Kondisi Operasi Reaktor**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Suhu | : | 60 | $^oC$ |
| Konversi (X1) | : | 0,99 | |
| Rasio Mol | : | $NaAlO_2$ : $H_2O$ = 2 : 4 | |

**Reaktor dan Spesifikasi Reaktor**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan | : | Baja Stainless Stell Type SA 167 Grade 11 | |
| Diameter dalam (ID) | : | 3,191 | m |
| Diameter luar (OD) | : | 3,200 | m |
| Tinggi Reaktor | : | 3,817 | m |
| Volume reaktor | : | 25,510 | $m^3$ |
| Volume fluida awal | : | 21,260 | $m^3$ |
| Volume cairan di shell | : | 20,652 | $m^3$ |
| Volume cairan di head | : | 4,857 | $m^3$ |
| Tinggi shell | : | 3,200 | m |
| Tinggi cairan di shell | : | 2,585 | m |
| Tinggi head reaktor | : | 0,617 | m |
| Tebal Shell | : | 0,0049 | m |
| Tebal head | : | 0,0047 | m |

**Pemilihan dan Spesifikasi Pengaduk**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Jenis | : | Flat Blade Turbine dengan 6 Blade, 4 Baffle | |
| Diameter | : | 1,064 | m |
| Tinggi pengaduk dari dasar | : | 1,064 | m |
| Lebar Blade | : | 0,213 | m |
| Lebar Baffle | : | 0,106 | m |
| Panjang Baffle | : | 2,585 | m |
| Daya Pengadukan | : | 10 | hP |
| Kecepatan Putaran | : | 45,637 | rpm |

**Pemilihan dan Spesifikasi Pemanas Reaktor**

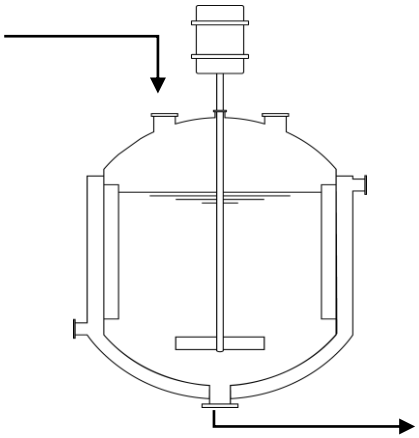
| | | | |
|---|---|---|---|
| Jenis Pemanas | : | Koil | |
| Media Pemanas | : | Dowtherm A | |
| Luas Transfer Panas | : | 50,715 | $m^2$ |
| Luas Selimut Reaktor | : | 34,013 | $m^2$ |

Ukuran Koil,

| | | | |
|---|---|---|---|
| Outside Diameter (OD) | : | 0,273 | m |
| Inside Diameter (ID) | : | 0,255 | m |
| Panjang Pipa Koil | : | 59,128 | m |
| Volume Koil | : | 3,461 | $m^3$ |
| Volume cairan setelah diambah koil | : | 24,721 | $m^3$ |
| Tinggi cairan setelah ditambah koil | : | 3,094 | m |
| Diameter lengkungan koil | : | 2,233 | m |
| Luas perpindahan panas per koil | : | 6,015 | $m^2$ |
| Jumlah lengkungan koil | : | 8 | Buah |
| Jarak antar koil | : | 0,273 | m |
| Tinggi koil | : | 2,146 | m |

# REAKTOR PRECIPITATION
## (R-02.2)

**Fungsi** : Mereaksikan $NaAlO_2$ dengan $H_2O$
**Jenis** : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk



**Kondisi Operasi**

Tekanan : 1 atm
Suhu : 60 $^oC$
Konversi : 0,90
Rasio Mol : NaAlO2 : H2O = 2 : 4

**Reaksi Pada Reaktor**

2NaAlO2 + 4H2O ⟶ Al2O3.3H2O + 2NaOH

Disederhanakan menjadi :

2A + 4B ⟶ C + 2D

**1. Menentukan Volume Reaktor**

**Volume Cairan dalam Reaktor (VL)**

V Cairan = 21260,221 l
= 21,260 $m^3$
= 5616,356 gall

**V reaktor Pasca Over Design**

Overdesign = 20%
Sehingga,
100% + 20% = 120% (Peters and Timmerhaus, 1991)

Maka, volume reaktor pasca overdesign

= 5616,356 gall x 1,2

= 6739,628 gall

= 25,510 $m^3$

## 2. Menentukan Dimensi Reaktor

**Table 8.8 Typical Manufacturer's Standard Stirred Reactors[a] (All-Welded Construction)**

| | Actual Capacity (gal full) | | | Outside Diameter of Innershell (in). | | | Straight Side (in). | | | Heat-Transfer Area (sq ft) | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Rated Capacity (gal) | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | B-sp[b] |
| 300 | 357 | 414 | | 48 | 48 | | 33 | 40 | | 41 | 51.3 | | |
| 500 | 580 | 653 | 559 | 48 | 54 | 54 | 58 | 51 | 51 | 80 | 60 | 70 | 75 |
| 750 | 860 | 898 | 807 | 60 | 60 | 60 | 52 | 59 | 60 | 96 | 85 | 93 | 97 |
| 1000 | 1142 | 1155 | 1075 | 60 | 60 | 66 | 72 | 80 | 66 | 122 | 105 | 112 | 118 |
| 1200 | | | 1253 | | | 66 | | | 78 | | | 126 | 135 |
| 1250 | | 1483 | | | 72 | | | 68 | | | 115 | | |
| 1500 | 1799 | 1779 | 1554 | 78 | 78 | 72 | 65 | 69 | 81 | 158 | 135 | 148 | 155 |
| 2000 | 2220 | 2276 | 2083 | 78 | 78 | 78 | 84 | 93 | 93 | 191 | 180 | 194 | 191 |
| 2200[d] | 2469 | | | 78 | | | 96 | | | 211 | | | |
| 2500 | | | 2756 | | | 84 | | | 105 | | | 209 | 230 |
| 3000 | 3012 | 3522 | 3272 | 96 | 96 | 90 | 77 | 90 | 108 | 236 | 205 | 230 | 256 |
| 3500 | | | 3827 | | | 96 | | | 111 | | | 254 | 283 |
| 3700[c] | 4201 | | | 96 | | | 102 | | | 290 | | | |
| 4000 | 4416 | 4525 | 4354 | 96 | 96 | 102 | 109 | 122 | 111 | 300 | 270 | 272 | 304 |
| 5000[d] | 5714 | | | 108 | | | 108 | | | 350 | | | |
| 5000 | 5601 | 5629 | 5388 | 102 | 108 | 108 | 125 | 118 | 123 | 362 | 312 | 320 | 353 |
| 5000[c] | | | | | | 108 | | | 108 | | | | 375 |
| 6000 | 6713 | 6790 | 6601 | 108 | 114 | 120 | 134 | 128 | 120 | 409 | 360 | 354 | 395 |
| 7500[c] | | 8397 | | | 120 | 126 | | 145 | 126 | | 424 | | 445 |
| 8000 | 8979 | 8887 | 8765 | 120 | 120 | 132 | 144 | 155 | 132 | 492 | 451 | 453 | 466 |
| 10,000 | 11,303 | 11,282 | 10,775 | 132 | 138 | 144 | 148 | 144 | 135 | 565 | 498 | 485 | 540 |
| 10,000[c] | | | | | | 138 | | | 138 | | | | 549 |
| 15,000[c] | 16,692 | 16,274 | | 144 | 150 | 144 | 188 | 180 | 192 | 755 | 670 | | 729 |
| 20,000[c] | | 21,246 | | | 150 | 144 | | 245 | 252 | | 884 | | 936 |
| 30,000[c] | | | | | | 184 | | | 271 | | | | 1388 |

Source: Information supplied courtesy of the Brighton Corporation, Cincinnati, Ohio 45241 and The Pfaudler Company, Division of Sybron Corp., Rochester, N.Y. 14603.

P-g is Pfaudler glassed-steel reactors.

P-s is Pfaudler stainless-steel reactors with conventional or dimpled jacket.

B-s is Brighton stainless-steel reactors with dimpled jacket.

B-sp is Brighton stainless-steel with pipe jacket or conventional jacket.

[a] These represent typical standard designs. Many others are available, and manufacturers should be consulted when selections are to be made. *Nominal design pressures (psi) are: Internal pressure*, standard: 50–75 @ 320°F and polymerizers are 150–200 @ 200°F; *Conventional jacket*, glass-steel units: 90–100 @ 350°F stainless-steel unit 50–75 @ 350°F; very large units: 75 @ 200°F; *Dimpled jacket* (stainless-steel units) 180–280 @ 400–450°F; *Pipe jacket*, (stainless-steel units) 750 @ 800°F.

[b] Stainless-steel reactors can be furnished with electro-polished surface for polymerization service.

[c] Special polymerization reactors with bottom-entering agitators for Brighton reactors.

[d] Special designs for polymerization reactors.

Maka dipilih volume standar:

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Volume reaktor | = | 7500 | gall | | | |
| | = | 28,391 | $m^3$ | | | |
| | = | 28390,5884 | l | | | |
| OD | = | 126 | in | = | 3,200 | m |
| H | = | 126 | in | = | 3,200 | m |
| Heat Transfer Area | = | 445 | $ft^2$ | | | |

**Menentukan Tebal Dinding Reaktor (Shell)**

Reaktor terdiri dari atas dinding (*shell* ), tutup atas dan tutup bawah *(head* ).

$$ts = \frac{P \cdot Ro}{f \cdot E + 0{,}4\ P} + C$$

(Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254)

Keterangan :

C = Faktor korosi

Pdesain = Tekanan terukur

ro = Jari-jari luar *shell*

*f* = *Stress* yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

Maka,

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih : Stainless Steel Type SA 167 Grade 11

Item 4. Maximum Allowable Stress Values in Tension

(Extracted from the 1956 Edition of the *ASME Boiler and Pressure Vessel Code, Unfired Pres-*

| Material and Specification Number | Grade | Type | Nominal Composition | Spec. Min Tensile | Notes | For Metal Temperatures −20 to 100 | 200 | 300 | 400 | 500 | 600 | 650 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Plate Steels | | | | | | | | | | | | |
| SA-167 | 3 | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | (1) | 18,750 | 17,000 | 16,000 | 15,450 | 15,100 | 14,900 | 14,850 |
| SA-167 | 3 | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | ... | 18,750 | 16,650 | 15,000 | 13,650 | 12,500 | 11,600 | 11,200 |
| SA-167 | 5 | 321 | 18 Cr—8 Ni-Ti | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |
| SA-167 | 6 | 347 | 18 Cr—8 Ni-Cb | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |
| SA-167 | 8 | 309 | 25 Cr—12 Ni | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,300 | 16,700 | 16,600 | 16,500 | 16,450 |
| SA-167 | 10 | 310 | 25 Cr—20 Ni | 75,000 | (2) | 18,750 | 18,750 | 18,500 | 18,200 | 17,700 | 17,200 | 16,900 |
| SA-167 | 10 | 310 | 25 Cr—20 Ni | 75,000 | (3) | 18,750 | 18,750 | 18,500 | 18,200 | 17,700 | 17,200 | 16,900 |
| SA-167 | 11 | 316 | 18 Cr—10 Ni—2 Mo | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,900 | 17,500 | 17,200 | 17,100 | 17,050 |
| SA-240 | A | 410 | 13 Cr | 65,000 | ... | 16,250 | 15,600 | 15,100 | 14,600 | 14,150 | 13,850 | 13,700 |
| SA-240 | B | ... | 15 Cr | 70,000 | ... | 17,500 | 17,500 | 16,300 | 15,650 | 15,100 | 14,600 | 14,300 |
| SA-240 | C | 347 | 18 Cr—8 Ni-Cb | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |
| SA-240 | D | 430 | 17 Cr | 70,000 | (9) | 17,500 | 17,500 | 16,300 | 15,650 | 15,100 | 14,600 | 14,300 |
| SA-240 | M | 316 | 18 Cr—10 Ni—2 Mo | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,900 | 17,500 | 17,200 | 17,100 | 17,050 |
| SA-240 | O | 405 | 12 Cr-Al | 60,000 | ... | 15,000 | 15,000 | 14,700 | 14,400 | 13,950 | 13,400 | 13,000 |
| SA-240 | S | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | (1) | 18,750 | 17,000 | 16,000 | 15,450 | 15,100 | 14,900 | 14,850 |
| SA-240 | S | 304 | 18 Cr—8 Ni | 75,000 | ... | 18,750 | 16,650 | 15,000 | 13,650 | 12,500 | 11,600 | 11,200 |
| SA-240 | T | 321 | 18 Cr—8 Ni-Ti | 75,000 | ... | 18,750 | 18,750 | 17,000 | 15,800 | 15,200 | 14,900 | 14,850 |

(Browneel and Young, hall 342)

Alasan Pemilihan:

Stainless steel dipilih karena merupakan logam yang tidak bernoda jika terjadi korosi

b. Tekanan Perancangan

Tekanan Operasi = 1 atm = 14,70 psia

maka,

Tekanan Design = Tekanan Operasi x 1,2

= 14,70 psia x 1,2

= 17,64 psia

c. Allowable Stress (f) = 18750

(Brownell and Young, hall 342)

d. Efisiensi Sambungan

Dari tabel 13.2, Brownell and Young dipilih sambungan Single Welded, sehingga:

Efisiensi Sambungan ( E ) = 0,85

e. Faktor Korosi ( C )

Faktor korosi yang diijinkan untuk stainless steel berdasarkan buku Timmerhaus halaman 524 adalah:

$$C = \frac{1}{8} \text{ in} = 0{,}125 \text{ in}$$

f. Jari-jari Reaktor (ro) $= \frac{OD}{2}$

$$= \frac{126}{2} \text{ in}$$

$$= 63 \text{ in}$$

Sehingga,

Tebal dinding reaktor (shell) dapat dihitung dengan :

$$tseel = \frac{P \cdot ro}{f \cdot E + 0{,}4\ P} + C$$

$$= \frac{17{,}635 \times 63}{18.750 \times 0{,}85 + 0{,}4 \times 17{,}635} + 0{,}125$$

$$= 0{,}1947 \text{ in}$$

$$= 0{,}0049 \text{ m}$$

Maka, diambil tebal reaktor standart yaitu 1/4 atau 0,25 in

**Table 5.6. Dimensions of Flanged and Standard Dished Heads**
**(Courtesy of Lukens Steel Company)**

| Thickness (in.) *t* | Standard Straight Flange (in.) *sf* | Inside-corner Radius (in.) *icr* |
|---|---|---|
| 3/16 | 1½–2 | 9/16 |
| 1/4 | 1½–2½ | 3/4 |
| 5/16 | 1½–3 | 15/16 |
| 3/8 | 1½–3 | 1⅛ |
| 7/16 | 1½–3½ | 1 5/16 |
| 1/2 | 1½–3½ | 1½ |
| 5/8 | 1½–3½ | 1⅞ |
| 3/4 | 1½–3½ | 2¼ |
| 7/8 | 1½–4 | 2⅝ |
| 1 | 1½–4 | 3 |
| 1⅛ | 1½–4½ | 3⅜ |
| 1¼ | 1½–4½ | 3¾ |
| 1⅜ | 1½–4½ | 4⅛ |
| 1½ | 1½–4½ | 4½ |
| 1⅝ | 1½–4½ | 4⅞ |
| 1¾ | 1½–4½ | 5¼ |
| 1⅞ | 1½–4½ | 5⅝ |
| 2 | 1½–4½ | 6 |
| 2¼ | 1½–4½ | 6¾ |
| 2½ | 1½–4½ | 7½ |
| 2¾ | 1½–4½ | 8¼ |
| 3 | 1½–4½ | 9 |

(Brownel and Young, hall 88)

**Menentukan dan Menghitung Head Tangki:**

a. Tipe Head

Bentuk-bentuk head yaitu:

1. Flanged only head
   Head jenis ini digunakan untuk vessel dengan tekanan uap rendah. Biasanya digunakan untuk bahan bakar minyak.
2. Flanged Standart Dished Head and Flanged Swallow Dished Head
   Head jenis ini digunakan untuk vesel yang umumnya bertekanan rendah. Biasanya digunakan pada cairan volatile seperti naphta, gasoline dan kerosine.
3. Flanged and Dished Head (Torispherical)
   Head tipe ini umumnya digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 15-200 lb/in$^2$ atau setara dengan 1-13,6 atm
4. Elliptical Dished Heads Meeting ASME and API ASME
   Head ini digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 100 - lebih dari 200 psig atau setara 6,8-12,6 atm.

Berdasarkan tekanan operasi evaporator maka dipilih Flanged and Dished Head (Torispherical) dan juga pertimbangan head ini merupakan head yang paling banyak digunakan dalam perancangan.

b. Tebal Head

Menentukam Inside Diameter (ID)

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| OD | = | ID | + | 2.tshell | |
| 126 | = | ID | + | 2 x | 0,195 |
| ID | = | 126 | - | 0,389 | |
| | = | 125,611 | in | | |
| | = | 3,191 | m | | |

Menentukan OD standart berdasarkan tabel 5.7 Dimension of ASME code flanged and dished head hal 90 Brownell and Young:

Table 5.7. Dimensions of ASME Code Flanged and Dished Heads (Continued)

| OD | 120 | | 126 | | 132 | | 138 | | 144 | | 156 | | 168 | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| *t* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* | *icr* | *r* |
| 3/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1/4 | | | | | | | | | | | | | | |
| 5/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 3/8 | 7 1/4 | 114 | 7 5/8 | 120 | 8 | 130 | 8 3/8 | 132 | 8 3/4 | 132 | 9 3/8 | 144 | 10 3/8 | 144 |
| 7/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1/2 | | | | | | | | | | | | | | |
| 9/16 | | | | | | 130 | | | | | | | | |
| 5/8 | | | | | | 120 | | | | | | | | |
| 11/16 | | 114 | | | | | | | | | | | | |
| 3/4 | | 108 | | | | | | | | | | | | |
| 13/16 | | | | 120 | | | | | | | | | | |
| 7/8 | | | | 114 | | | | | | | | | | |
| 15/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 1/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 1/8 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 3/16 | | | | | | | | 132 | | | | | | |
| 1 1/4 | | | | | | | | 130 | | | | | | |
| 1 5/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 3/8 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 7/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 1/2 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 9/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 5/8 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 11/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 3/4 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 13/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 7/8 | | | | | | | | | | | | | | |
| 1 15/16 | | | | | | | | | | | | | | |
| 2 | | | | | | | | | | | | | | |
| 2 1/4 | 7 1/4 | | 7 5/8 | | 8 | | 8 3/8 | | 8 3/4 | | 9 3/8 | | 10 3/8 | |
| 2 1/2 | 7 1/2 | | 8 | | 8 1/4 | | 8 1/2 | | 8 1/2 | | 9 1/2 | | 10 1/2 | |
| 2 3/4 | 8 1/4 | | 8 1/4 | | 8 1/2 | | 8 3/4 | | 8 3/4 | | 9 3/4 | | 10 3/4 | |
| 3 | 9 | 108 | 9 | 114 | 9 | 120 | 9 | 130 | 9 | 132 | 9 3/4 | 144 | 10 3/4 | 144 |

Sehingga diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

| | | | |
|---|---|---|---|
| OD Shell | = | 126 | in |
| Icr (inside corner radius) | = | 7,625 | in |
| Crowd radius | = | 120 | in |

Sehingga, tebal head

$$t_{head} = \frac{0{,}885\ .p.d}{2.f.e - 0{,}1.p} + C$$

(Brownell and Young, hall 256)

$$= \frac{0{,}885 \times 17{,}64\ psia \times 126\ in}{2 \times 18750\ psia \times 0{,}85 - 0{,}1 \times 17{,}64\ psia} + 0{,}125$$

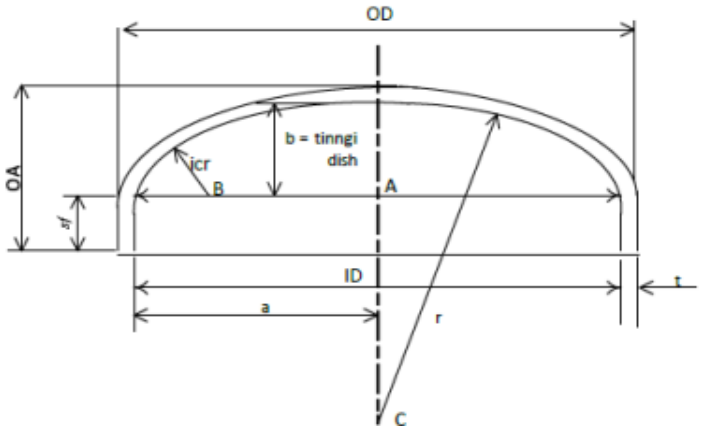
$$= 0{,}187\ in$$

$$= 0{,}005\ m$$

Berdasarkan tabel 5.6 Dimension of ASME code flange dan dished head halaman 90 Brownell and Young digunakan tebal head standart sebesar 1/4 atau 0,25 in

c. Tinggi Head

Adapun skema perancangan head berdasarkan Brownell and Young halaman 87 sebagai berikut:




dengan,

| | | |
|---|---|---|
| icr | = | inside corner radius |
| sf | = | standart straight flange |
| r | = | radius of dish |
| OD | = | outside diameter |
| b | = | depth of dish |
| a | = | inside diameter |
| OA | = | tinggi head |

Untuk thead standart 0,25 in, berdasarkan tabel 5.6 Dimension of Flanged Standart Dished Heads Brownell and Young halaman 88 diperoleh nilai standart straight flange (sf) untuk ketebalan tersebur berkisar pada rentang 1,5-2,5 in sehingga untuk perancangan ini dipilih sf = 2 in

Maka, dimensi lain dari head reaktor dapat dihitung sebagai berikut:

a = 0,5 ID
= 0,5 x 125,611 in
= 62,805 in

AB = a - icr
= 62,805 in - 7,625 in
= 55,180 in

BC = rc - icr
= 120 in - 7,625 in
= 112,375 in

AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$
= 97,8942 in

b = rc - AC
= 120 in - 97,8942 in
= 22,106 in

OA = sf + b + th
= 2 in + 22,106 in + 0,187 in
= 24,293 in

Sehingga, didapat tinggi head adalah = 24,293 in = 0,617 m

**Menentukan Ketinggian Cairan dalam Reaktor**

a. Menghitung volume head

$$V_{head} = \frac{\pi . ID2}{4} \times \frac{ID}{6}$$

$$= \frac{3,14 \times (3,647)\text{^}2}{4} \times \frac{3,647}{6}$$

= 4,857 $m^3$
= 1659 gall

b. Menghitung volume cairan yang ada pada shell and bottom

Vcairan pada shell dan bottom = Vreaktor - Vhead
= 25,510 - 4,857
= 20,652 $m^3$

c. Menghitung tinggi cairan dalam shell

$$V_{cairan\ dalam\ shell} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times ZI'$$

dimana , ZI' = Ketinggian cairan dalam shell

maka,

$$ZI' = \frac{\text{Volume dan shell x 4}}{\pi \times ID^2}$$

$$= \frac{20{,}652 \ m^3 \times 4}{3{,}14 \times (3{,}634\text{^}2)}$$

$$= 2{,}585 \ m$$

$$= 101{,}753 \ in$$

d. Luas Permukaan Reaktor $= \pi \times ID \times ZI'$

$= 3{,}14 \times 3{,}191 \ m \times 2{,}585 \ m$

$= 25{,}892 \ m^2$

e. Luas Penampang Reaktor $= \frac{\pi}{4} \times ID^2$

$= \frac{3{,}14}{4} \times 3{,}647\text{^}2$

$= 7{,}991 \ m^2$

**Menghitung tinggi total reaktor total**

Htotal = Tinggi shell + Tinggi Head

= 3,200 m + 0,617 m

= 3,817 m

= 150,293 in

**3. Merancang Pengaduk dalam Reaktor**

Neraca massa masuk reaktor 1:

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (Kg/L) | xi.ρ | Fv (L/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 69621,105 | 446,289 | 0,442 | 3,990 | 1,765 | 17448,8986 |
| NaOH | 40 | 36183,232 | 904,581 | 0,230 | 1,896 | 0,436 | 19081,5288 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 8132,380 | 99,175 | 0,052 | 1,001 | 0,052 | 8122,77359 |
| $H_2O$ | 18 | 43441,440 | 2413,413 | 0,276 | 1,032 | 0,285 | 42088,4218 |
| **Total** | | **157378,157** | **3863,459** | **1** | **7,920** | **2,538** | **86741,6228** |

**a. Menentukan Jenis dan Spesifikasi Pengaduk**

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$\mu = \exp ( C1 + C2/T + C3\ln(T) + C4T\text{^}C5 )$

Dimana,

$\mu$ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O(l)$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air

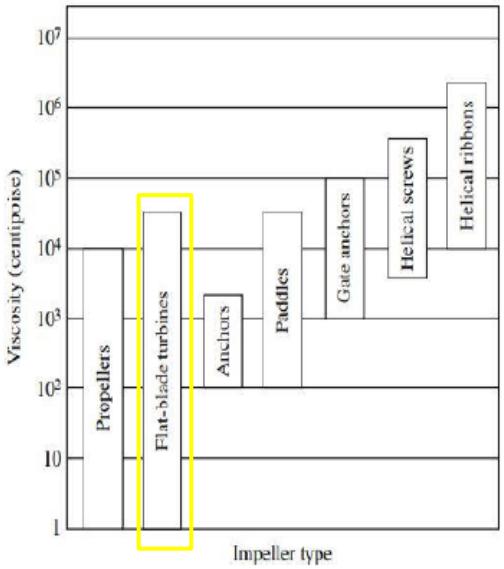
μ air = 0,000475 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasuksikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

μ campuran = 2 x μ air
= 2 x 0,000475 Pa.s
= 0,000951 Pa.s
= 0,951 cP

Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk, berdasarkan gambar dari Holland, F.A dan F.S. Chapman 1996, halaman 5 dipilih pengaduk jenis Propeller atau Flate-blade turbines karena digunakan untuk campuran dengan viskositas <10.000 cP. Dipilih pengaduk jenis turbin dikarenakan akan menghasilkan aliran dengan pola radial sehingga akan lebih efektif dalam proses yang melibatkan transfer massa dan panas di reaktor, sedangkan jenis propeller akan menghasilkan pola aliran aksial, dimana akan lebih efektif jika digunakan untuk bulk field mixing.

(Coulson & Richardson's, 2005, Vol. 6, 4th ed, hal. 470)

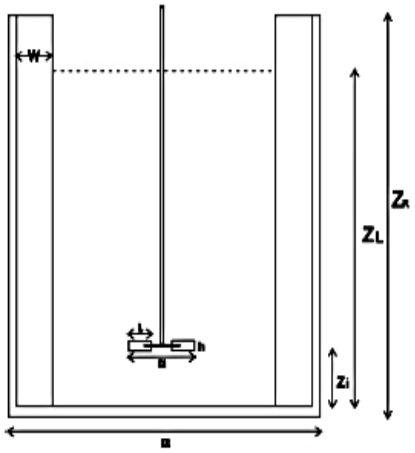



(Holland, F. A dan F.S., Chapman, 1966, hal 5)

Sehingga, tipe pengaduk yang dipilihadalah tipe Flate Blade Turbine dengan pertimbangan jenis aliran yang dihasilkan dan juga tipe pengaduk jenis ini merupakan pengaduk yang paling banyak digunakan secara umum.

(Denis Moss and Michael Basic, 2013, Halaman 427)

Spesifikasi pengaduk Flate Blade Turbine:




Keterangan :

$Z_R$ : Tinggi reaktor
$Z_L$ : Tinggi cairan
$Z_i$ : Tinggi pengaduk dari dasar
Dt : Diameter tangki reaktor
Di : Diameter pengaduk/impeller
L : Panjang pengaduk/impeller
h : Lebar pengaduk/impeller
w : Lebar *baffle*

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (flate blade turbines impellers)

Dt/Di = 3
$Z_L$/Di = 2,7 - 3,9
Zi/Di = 0,75 - 1,3
Jumlah *baffle* = 4
w/Di = 0,1

| Type of Impeller | $\frac{D_i}{D_t}$ | $\frac{Z_L}{D_t}$ | $\frac{Z_i}{D_t}$ | Baffles No. | Baffles $w/D_t$ | No. | Ref. |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Turbine with 6 flat blades. $0.25D_i$, $\frac{1}{5}$, $0.2D_i$ | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.17 | 1 | 7 |
| Same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 2 | 7 |
| Same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.04 | 4 | 7 |
| Same as No. 1. $a = 1$, $b = 40$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 14* | 7 |
| Turbine with 6 curved blades. Blade sizes same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 3 | 7 |
| Turbine with 6 arrowhead blades. Blade sizes same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 5 | 7 |
| Radial turbine with deflector ring. | | | | 0 | | 7 | 9 |
| Shrouded turbine with 6 blades, 20-blade deflector ring. | 2.4 | 0.74 | 0.9 | 0 | | 11 | 6 |
| Similar to No. 11, but not identical. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 12 | 7 |
| Same as No. 12, but no deflector ring. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 13 | 7 |
| Axial turbine with 8 blades at 45° angle. See No. 17. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 9 | 7 |
| Axial turbine with 4 blades at 60° angle. $0.25D_i$ | 3 | 3 | 0.50 | 0 | | 17 | 2 |
| Axial turbine with 4 blades at 45° angle. See No. 17. | 5.2 | 5.2 | 0.87 | 0 | | 19 | 2 |
| Same as No. 19. | 2.4-3.0 | 2.4-3.0 | 0.4-0.5 | 0 | | 22 | 2 |
| Disk with 16 vanes $0.1D_i$, $\frac{1}{5}$, $0.35D_i$ | 2.5 | 2.5 | 0.75 | 4 | 0.25 | 6 | 1 |

| Type of Impeller | $\frac{D_i}{D_t}$ | $\frac{Z_L}{D_t}$ | $\frac{Z_i}{D_t}$ | Baffles No. | Baffles $w/D_t$ | No. | Ref. |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Paddle with 2 blades. $\frac{1}{5}$, $0.25D_i$ | 4.35 | 4.3 | 0.29 | 3 | 0.11 | 8 | 3 |
| Paddle with 4 blades. See No. 8. | 3 | 3 | 0.5 | 0 | | 16 | 2 |
| Paddle with 2 blades. See No. 8. | 3 | 3.2 | 0.33 | 0 | | 20 | 4 |
| Paddle with 2 blades. See No. 8. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 10 | 7 |
| Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.13D_i$. | 1.1 | 0.5 | 0.19 | 0 | | 29 | 10 |
| Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.17D_i$. | 1.1 | 0.4 | 0.10 | 0 | | 29 | 10 |
| Marine propeller with 3 blades. Pitch = $2D_i$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 15 | 7 |
| Same as No. 15. $a = 1.7$, $b = 18$. | 3.3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 21* | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $1.33D_i$. | 16 | | | 3 | 0.06 | 18 | 5 |
| Same as No. 15, but pitch = $1.09D_i$. | 9.6 | | | 3 | 0.06 | 23 | 5 |
| Same as No. 15, but pitch = $1.05D_i$. $a = 2.3$, $b = 18$. | 2.7 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 27* | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $1.04D_i$. $a = 0$, $b = 18$. | 4.5 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 25* | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $D_i$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 24 | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $D_i$. $a = 2.1$, $b = 18$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 26* | 7 |
| Same as No. 15, but pitch = $D_i$. | 3.8 | 3.5 | 1.0 | 0 | | 28 | 8 |

$D_i$ = diameter of impeller, $D_t$ = diameter of tank, $n$ = revolutions per second, $w$ = width of baffle, $Z_i$ = elevation of impeller above tank bottom, $Z_L$ = height of liquid in tank.

Adapun spesifikasi pengaduk reaktor adalah sbb:

a. Jumlah blade = 6 buah

b. Jumlah baffle = 4 buah

c. Diameter Impeller (Di) = 1/3 x Diameter tangki (Dt)
= 1/3 x 3,191 m
= 1,064 m
= 3,489 ft = 41,870 in

d. Tinggi *Impeller* dari dasar (Zi) = Diameter Impeller (Di)
diambil Zi/Di = 1 = 1,064 m
= 3,489 ft = 41,870 in

e. Lebar *Blade Impeller* (h) = 1/5 x Diameter Impeller (Di)
= 1/5 x 1,064 m
= 0,213 m
= 0,698 ft = 8,374 in

f. Panjang *Blade Impeller* (L) = 1/4 x Diameter Impeller (Di)
= 1/4 x 1,064 m
= 0,266 m
= 0,872 ft = 10,468 in

g. Lebar *Baffle* (w) = 0,1 x Diameter Impeller (Di)
= 0,1 x 1,064 m
= 0,106 m
= 0,349 ft = 4,187 in

h. Tebal Baffle (W) = 0,2 x Diameter Impeller (Di)
= 0,2 x 1,064 m
= 0,213 m
= 0,698 ft = 8,374 in

i. Tinggi Baffle (H) = Tinggi fluida dibagian shell
= 2,585 m
= 8,479 ft = 101,753 in

j. Volume pengaduk ($V_P$) = $\pi/4$ x Diameter Impeller$^2$($Di^2$) x Zi
= $\frac{3,14}{4}$ x $(1,216)^2$ $m^2$ x 1,064 m
= 0,944 $m^3$
= 33,346 $ft^3$

k. Volume baffle ($V_B$) = Lebar baffle (w) x Tebal baffle (W) x Tinggi baffle (H)
= 0,106 m x 0,213 m x 2,585 m
= 0,058 $m^3$
= 2,065 $ft^3$

l. Volume Total Reaktor = ($V_{cairan}$ + $V_{pengadu}$ + $V_{Baffle}$) x 1,2
(overdesign 20%) = ( 21,260 + 0,944 + 0,058 ) x 1,2
= 26,716 $m^3$
= 7058,24 gall

**b. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk**

Berdasarkan Mc.Cabe & Smith. Unit Operation of Chemical Engineering, Ed.5. Hal.237, Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit

Dipilih:

v = 500 ft/menit = 152,4 m/menit

Maka,

$$N = \frac{v}{\pi \times Di} = \frac{(\ 152,4\ )\ \text{m/menit}}{3,14 \times 1,064\ \text{m}}$$

= 45,637 rpm

= 0,761 rps

**IMPELLER SPEED**

**With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drivcs. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.**

Berdasarkan Wallas, halaman 288 kecepatan pengaduk standart yang dipilih adalah:

N = 56 rpm

= 0,93 rps

**c. Menentukan Tenaga Pengaduk**

Menghitung bilangan Reynold,

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan,

ρ = ρ campuran umpan masuk = 2,538 kg/liter = 2537,712 kg/m³

N = Kecepatan pengadukan = 0,93 rps

Di = Diameter Impeller = 1,064 m

μ = Viskositas campuran komponen masuk reaktor

= 0,951 cP

= 0,00064 lb/ft.s = 0,000951 kg/m.s

Maka,

$$NRe = \frac{2537,71\ \text{kg/m}^3 \times 0,93\ \text{rps} \times (\ 1,064\ )^2\ \text{m}^2}{0,000951\ \text{kg/m.s}}$$

= 2817935,52

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk 6 *blade turbine* dengan NRe > 10^6, nilai NP (power number) yang didapat = 5,5

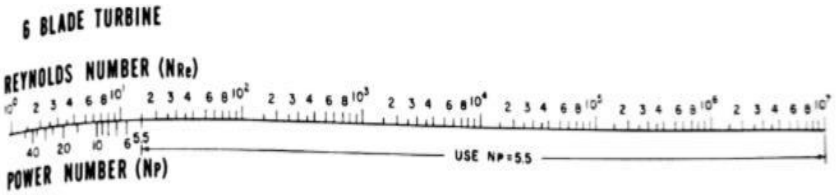



**Fig. 8.8** Typical manufacturer's power correlation. Courtesy: The Pfaudler Company, Division Sybron Corp., Rochester, N.Y. [$hp = 3.52 \times 10^{-3} N_p (\rho/62.4)(N/60)^3 (D_i/12)^5$ where $N$ as rpm and $D_i$ as inches. Add 10% plus 0.5 hp to obtain motor hp.]

Menghitung daya penggerak pengaduk,
Dihitung dengan persamaan

$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$

Keterangan:

P = Daya penggerak (watt)
Np = *Power number*
ρ = Densitas cairan yang diaduk (kg/m3)
N = Kecepatan pengaduk standar (L/s)
Di = Diameter pengaduk (m)

Maka,

P = 5,5 x 2537,71 kg/m3 x ( 0,93 $^3$) 1/s$^3$ x ( 1,064 $^5$ m$^5$)
= 15438,6659 kg.m$^2$/s$^3$
= 15438,6659 J/s
= 15438,6659 Watt
= 15,439 kW
= 20,704 hP

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :
Approximate Efficiencies of Electric Motors

| Size (kWatt) | Efficiency (%) |
|---|---|
| 5 | 80 |
| 15 | 85 |
| 75 | 90 |
| 200 | 92 |
| 750 | 95 |
| > 4000 | 97 |

15 = 85
75 = 90

Efisiensi P = 15,439 adalah
= 85

Dengan daya penggerak = 15,439 kW memiliki efisiensi sebesar 85,00%
Maka, daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan adalah :

$$P = \frac{15,439}{85,00\%} \text{ kW}$$
$$= 18,163 \text{ kW}$$
$$= 24,357 \text{ hP}$$

Digunakan motor pengaduk standart, dimana data diperoleh dari buku Ludwig, 2001 edisi 3 halaman 628

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $^1/_2$, $^3/_4$, 1, 1 $^1/_2$, 2, 3, 5, 7 $^1/_2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Sehingga,
Digunakan motor pengaduk standar (P) = 25 hP

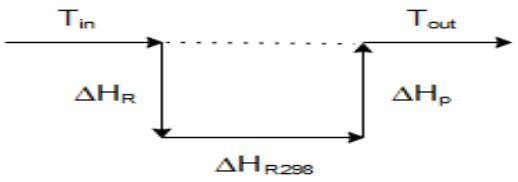
**4. Neraca Panas Reaktor**

Asumsi: a. Reaktor beroperasi pada keadaan tunak
b. Reaktor beroperasi pada keadaan isothermal
c. Pengadukan sempurna

Dari perhitungan neraca massa didapat:

| Komponen | Input | | Output | | BM |
|---|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 69621,105 | 446,289 | 77279,427 | 495,381 | 156 |
| NaOH | 36183,232 | 904,581 | 40110,577 | 1002,764 | 40 |
| $NaAlO_2$ | 8132,380 | 99,175 | 81,324 | 0,992 | 82 |
| $H_2O$ | 43441,440 | 2413,413 | 39906,830 | 2217,046 | 18 |
| **Total** | **157378,157** | **3863,459** | **157378,157** | **3716,183** | |

Menghitung Neraca Panas



Keterangan:

Tin = Suhu umpan masuk reaktor (K)
Tout = Suhu umpan keluar reaktor (K)
ΔHr = Panas masuk Reaktor (kJ/jam)
ΔHp = Panas keluar reaktor (kJ/jam)
$\Delta H_{R298}$ = Panas reaksi standar (kJ/jam)

Diketahui Cp untuk masing-masing komponen masuk reaktor sebagai berikut:

| Komponen | Cp=A+BT+C/T² (kkal/kmol.K) | | |
|---|---|---|---|
| | A | B | C |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 22,08 | 0,00871 | -522500 |
| $NaAlO_2$ | 63,78 | 0,01768 | -1678000 |

| Komponen | Cp=A+BT+CT²+DT³ (kJ/kmol.K) | | | |
|---|---|---|---|---|
| | A | B | C | D |
| NaOH | 87,629 | -4,84E-04 | -4,54E-06 | 1,19E-09 |
| $H_2O$ | 92,053 | -4,00E-02 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

**Panas masuk reaktor**

Tin = 60 ˚C = 333 K
Tref = 25 ˚C = 298 K

$$\Delta H_R = \int_{413}^{298} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | ΔHR |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ (s) | 446,289 | -15797,552 | -7050275,664 |
| $NaAlO_2$ (aq) | 99,175 | -50370,389 | -4995501,602 |
| NaOH (aq) | 904,581 | -3047,149 | -2756392,781 |
| $H_2O$ (l) | 2413,413 | -2634,236 | -6357499,956 |
| **Total** | **3863,459** | **-71849,325** | **-21159670,003** |

Sehingga, didapat ΔHR sebesar = -21159670,003 kJ/jam

**Panas Keluar Reaktor**

Tout = 60 ˚C = 333 K
Tref = 25 ˚C = 298 K

$$\Delta H_P = \int_{298}^{413} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | ΔHR |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ (s) | 495,381 | 15797,552 | 7825805,987 |
| $NaAlO_2$ (aq) | 0,992 | 50370,389 | 49955,016 |
| NaOH (aq) | 1002,764 | 3047,149 | 3055572,900 |
| $H_2O$ (l) | 2217,046 | 2634,236 | 5840222,383 |
| **Total** | **3716,183** | **71849,325** | **16771556,29** |

Sehingga, didapat ΔHP sebesar = 16771556,286 kJ/jam

**Panas Reaksi**

Tabel stoikiometri

| kmol/jam | $NaAlO_2$ | $H_2O$ | $Al_2O_3.3H_2O$ | NaOH |
|---|---|---|---|---|
| Mula-mula | 99,175 | 2413,413 | 446,289 | 904,581 |
| Bereaksi | 98,184 | 196,367 | 49,092 | 98,184 |
| Sisa | 0,992 | 2217,046 | 495,381 | 1002,764 |

Tabel nilai ΔHf (Lange's)

| Komponen | ΔHf |
|---|---|
| | kJ/mol |
| NaOH | -469,15 |
| NaAlO2 | -1137,3 |
| Al2O3.3H2O | -1284 |
| H2O | -285,83 |

$$\Delta H_R = \Sigma n \Delta H^0_{f\,produk} - \Sigma n \Delta H^0_{f\,reaktan}$$

= 2934757,196 kJ/jam

ΔHR yang bernilai positif menandakan reaksi bersifat endotermis sehingga membutuhkan pemanas.

**Panas yang diserap (Gs)**

Neraca panas disekitar reaktor : $Gs = \Delta H_R + \Delta H_{298} + \Delta H_P$

Gs = -21159670,003 + 2934757,196 + 16771556,29

= -1453356,52 kJ/jam

**Neraca Panas Overall**

| Parameter | Masuk | Keluar |
|---|---|---|
| Umpan | 21159670,003 | |
| Panas Reaksi | | 2934757,196 |
| Panas Produk | | 16771556,286 |
| Beban Pendingin | | 1453356,52 |
| **Total** | **21159670,003** | **21159670,003** |

**Menghitung T Keluar Reaktor Jika Sistem Adiabatis (Q=0)**

$$Gs = \Delta H_{Reaktan} + \Delta H_R + \Delta H_{Produk}$$

$$Gs = \int_{298}^{413} n * Cp * dT + \Delta H_{298} + \int_{298}^{T} n * Cp * dT$$

ΔHR = 2934757,196

ΔHreaktan = -21159670,003

Gs = 0 (Adiabatis)

Sehingga,

$$\int_{298}^{T} n * Cp * dT = 18224912,81 \text{ kJ/jam}$$

Berdasarkan trial and error didapatkan suhu keluar reaktor sebesar

Tout = 330,54 K

= 57,39 ˚C

## 5. Perancangan Alat Pemanas

Reaktor yang digunakan adalah Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) yang digunakan untuk mereaksikan NaAlO2 dengan H2O reaksi berjalan secara Endotermis (menyerap panas ). Untuk menjaga suhu operasi reaktor tetap pada 60$^{o}$C, maka diperlukan pemanas. Dimana pemanas yang digunakan pada reaktor ini adalah Dowtherm.

### a. Menghitung Perpindahan panas reaktor

Suhu fluida masuk (T1) = 60 ºC = 333 K = 140 $^{o}$F

Suhu fluida keluar (T2) = 60 ºC = 333 K = 140 $^{o}$F

Beban Panas reaktor = -1453356,521 kJ/jam

= -1377589,120 Btu/jam

Dengan menggunakan media pendingin dowtherm maka,

Suhu masuk (t1) = 125 ºC = 398 K = 257 $^{o}$F

Suhu keluar (t2) = 75 ºC = 348 K = 167 $^{o}$F

Suhu rata-rata (Tavg) = 100 ºC = 373 K = 212 $^{o}$F

Menghitung kebutuhan pemans

$$m = \frac{Qs}{Cp \times dT}$$

Dengan,

m = Kecepatan massa pemanas (kg/jam)

Qs = Panas yang diberikan (kJ/jam)

Cp = Kapasitas panas (kJ/kg.K)

dT = Suhu ($^{o}$C)

Maka,

Dari jurnal Properties of Dowtherm A fluid diperoleh:

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Densitas (ρ) | = | 994,9 | kg/$m^3$ | = | 62,1114 | lb/$ft^3$ |
| Viskositas (μ) | = | 0,97 | Cp | = | 2,347 | lb/ft.jam |
| Kapasitas Panas (Cp) | = | 1,8 | kJ/kg.K | = | 0,430 | Btu/lb.$^oF$ |
| Thermal Conductivity (k) | = | 0,1257 | W/m.K | = | 0,07263 | Btu/h.ft.$^oF$ |

Sehingga, kebutuhan pemanas (m) :

$$m = \frac{Qs}{Cp \times dT}$$

$$= \frac{1453356{,}521 \text{ kJ/jam}}{1{,}8 \text{ kJ/kg.K} \times 50 \text{ K}}$$

$$= 16148{,}406 \text{ kg/jam}$$

$$= 35607{,}235 \text{ lb/jam}$$

Menghitung luas Perpindahan panas

$$A = \frac{Qs}{Ud.\ \Delta T}$$

Dengan,

A = Luas Perpindahan panas ($ft^2$)
Qs = Panas yang diberikan (kJ/jam)
Ud = Koefisien transfer panas (Btu/$ft^2$.jam.$^oF$)
ΔT = Beda suhu rerata ($^oF$)

Maka,

| | | | |
|---|---|---|---|
| Panas yang diberikan (Qs) | = | -1453356,521 | kJ/jam |
| | = | -1377589,120 | Btu/jam |

Koefisien Perpindahan panas (Ud):

Nilai koefisien perpindahan panas ditetapkan berdarkan Towler and Sinnott,

| | | | |
|---|---|---|---|
| Halaman 798 di dapat nilai Ud antara | | 50 - 300 | W/$m^2$.K |
| Sehingga dipilih nilai Ud sebesar | = | 250 | W/$m^2$.K |
| | = | 250 | J/s.$m^2$.K |
| | = | 900 | kJ/h.$m^2$.K |

Beda Suhu Rerata (ΔTlmtd) :

| | Hot Fluid | Cold Fluid | Diff | Simbol |
|---|---|---|---|---|
| **Higher** | 257 | 140 | 117 | ΔT2 |
| **Lower** | 167 | 140 | 27 | ΔT1 |

Sehingga,

ΔT2 - ΔT1 = 90,00 $^oF$

Maka, ΔTMDTD dapat dihitung dengan rumus:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$= \frac{90{,}00}{\ln \frac{117}{27}}$$

$= 61{,}38\ {}^{o}F = 289{,}471\ K$

Sehingga, luas perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Qs}{Ud.\ \Delta T}$$

$$= \frac{1453356{,}521\ kj/jam}{900\ kJ/h.m^2.K \times 289\ K}$$

$= 5{,}579\ m^2$

$= 60{,}048\ ft^2$

**b. Menentukan Jenis pemanas yang digunakan**

Menghitung luas selimut reaktor

AR = Keliling alas x tinggi cairan

= (π x Outside Diameter x Tinggi fluida dibagian shell)+luas penampang bawah

= (π x OD x $H_{LS}$) x (π x r2)

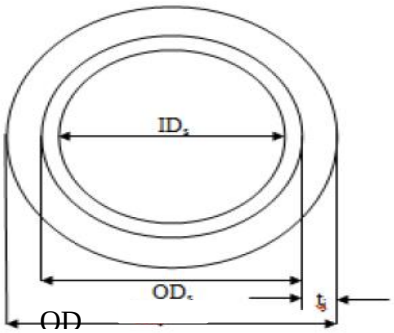
= ( 3,14 x 3,200 m x 2,585 m ) + ( 3,14 x 2,561

= 34,013 m²

Luas Perpindahan panas < dari luas selimut reaktor, sehingga dipilih menggunakan jaket Pemanas

**c. Perancangan Jaket Reaktor**

Menentukan Spesifikasi Jaket Pemanas




Keterangan:

IDs = Diameter dalam shell

Ods = Diameter luar shell

Idj = Diameter dalam jaket (Besarnya sama dengan Ods)

Odj = Diameter luar jaket

tj = Tebal jaket

A = Luas perpindahan panas

**Menghitung Diameter Luar jaket (Odj)**

Untuk menghitung OD jaket digunakan persamaan berikut:

$$Odj = \frac{A}{3{,}14 \times Hs} + Idj$$

Data-data yang diperlukan untuk menghitung OD jaket:

A = 5,579 $m^2$

Hs = 2,585 m

Idj = 3,200 m

Sehingga, didapatkan Odj :

$$Odj = \frac{5{,}579 \ m^2}{3{,}14 \times 2{,}585 \ m} + 3{,}200 \ m$$

$$= 3{,}888 \ m$$

**Menghitung Tebal Jaket Pendingin**

Untuk tebal jaket dapat dihitung dengan:

tj = Odj - Idj

= 3,888 m - 3,200 m

= 0,687 m

**Menentukan Tinggi Jaket Pendingin**

Untuk tinggi jaket pendingin disesuaikan dengan tinggi cairan dalam tangki yaitu:

hj = 2,585 m

**Menghitung Luas Perpindahan Panas Jaket Pendingin**

Untuk menghitung luas perpindahan panas jaket digunakan persamaan berikut:

Aj = π x Odj x hj

= 3,14 x 3,888 m x 2,585 m

= 31,551 $m^2$

## KESIMPULAN REAKTOR 2 (R-02.2)

**Fungsi** : Mereaksikan $NaAlO_2$ dengan $H_2O$

**Jenis** : Reaktor Alir Tangki Berpengaduk (RATB) dengan pengaduk flat blade turbine 6 blade jumlah baffle 4 dengan jaket pemanas

**Kondisi Operasi Reaktor**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 4 | atm |
| Suhu | : | 140 | $^oC$ |
| Konversi (X1) | : | 0,90 | |
| Rasio Mol | : | $NaAlO_2$ : $H_2O$ = 2 : 4 | |

**Reaktor dan Spesifikasi Reaktor**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan | : | Baja Stainless Stell Type SA 167 Grade 11 | |
| Diameter dalam (ID) | : | 3,191 | m |
| Diameter luar (OD) | : | 3,200 | m |
| Tinggi Reaktor | : | 3,817 | m |
| Volume reaktor | : | 25,510 | $m^3$ |
| Volume fluida awal | : | 21,260 | $m^3$ |
| Volume cairan di shell | : | 20,652 | $m^3$ |
| Volume cairan di head | : | 4,857 | $m^3$ |
| Tinggi shell | : | 3,200 | m |
| Tinggi cairan di shell | : | 2,585 | m |
| Tinggi head reaktor | : | 0,617 | m |
| Tebal Shell | : | 0,0049 | m |
| Tebal head | : | 0,0047 | m |

**Pemilihan dan Spesifikasi Pengaduk**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Jenis | : | Flat Blade Turbine dengan 6 Blade, 4 Baffle | |
| Diameter | : | 1,064 | m |
| Tinggi pengaduk dari dasar | : | 1,064 | m |
| Lebar Blade | : | 0,213 | m |
| Lebar Baffle | : | 0,106 | m |
| Panjang Baffle | : | 2,585 | m |
| Daya Pengadukan | : | 25 | hP |
| Kecepatan Putaran | : | 45,637 | rpm |

**Pemilihan dan Spesifikasi Pemanas Reaktor**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Jenis Pemanas | : | Jaket | |
| Media Pemanas | : | Dowtherm A | |
| Luas Transfer Panas | : | 5,579 | $m^2$ |
| Luas Selimut Reaktor | : | 34,013 | $m^2$ |

Ukuran Jaket,

| | | | |
|---|---|---|---|
| Outside Diameter (OD) | : | 3,888 | m |
| Inside Diameter (ID) | : | 3,200 | m |
| Tebal Jaket (tj) | : | 0,687 | m |
| Tinggi Jaket (hj) | : | 2,585 | m |
| Luas Perpindahan Panas Jaket | : | 31,551 | $m^2$ |

**ROTARY DRUM VACUUM FILTER**
**RDVF-01**

**Fungsi** : Memisahkan padatan yang keluar dari Reaktor (R-02) yang merupakan padatan-padatan yang tidak dapat larut (Redmud)

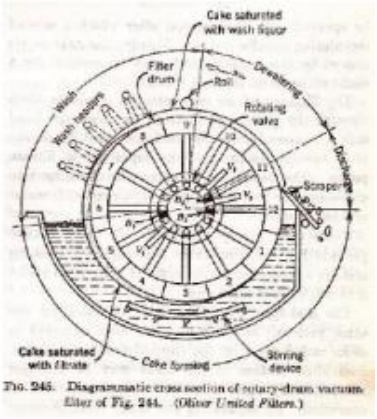


Fig. 245. Diagrammatic cross section of rotary-drum vacuum filter of Fig. 244. (Oliver United Filters.)

**Kondisi Operasi :**

Suhu : 60 °C = 333,15 K
Tekanan : 0,87 atm

**1. Densitas Umpan masuk**

Data Densitas

ρ (g/cm3) = A(B^-(1-T/Tc)^n)

Yaws

| Komponen | A | B | n | Tc | Tmin | Tmax | ρ 25°C |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $SiO_2$ | 0,33537 | 0,1 | 0,28571 | 4076,87 | 2000 | 2200 | |
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,2857 | 647,13 | 273,16 | 647,13 | 1,027 |
| NaOH | 0,19975 | 0,09793 | 0,25382 | 2820 | 596 | 2000 | |

Perry's

| Komponen | Specific.Grav | ρ (kg/L) | ρ (kg/$m^3$) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 3,99 | 3,99 | 3990 |
| $Fe_2O_3$ | 5,12 | 5,12 | 5120 |
| $TiO_2$ | 4,26 | 4,26 | 4260 |
| $NaAlO_2$ | 0,97xρair (20°C) | 1,00118 | 1001,18 |

rapat massa air
1 g/$cm^3$
1 kg/L

| Komponen | (1-T/Tc)^n | (B^-(1-T/Tc)^n) | ρ (kg/L) | ρ (kg/$m^3$) |
|---|---|---|---|---|
| $SiO_2$ | 0,9759 | 9,4610 | 3,1729 | 3172,93906 |
| $H_2O$ | 0,8133 | 2,8661 | 0,9948 | 994,825 |
| NaOH | 0,9686 | 9,4928 | 1,8962 | 1896,179 |
| $H_2O$ (20°C) | 0,8418 | 2,9736 | 1,0321 | 1032,14704 |

Sehingga, densitas pada 63,4°C (336,4K) didapat :

| Komponen | BM | Input | | ρ (kg/L) | ρ (kg/$m^3$) |
|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 877,087 | 5,622 | 3,990 | 3990 |

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 100,918 | 5,120 | 5120 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 40,367 | 4,260 | 4260 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,670 | 143,528 | 3,173 | 3172,93906 |
| NaOH | 40 | 489,899 | 12,247 | 1,896 | 1896,179 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 82983,468 | 1011,994 | 1,001 | 1001,183 |
| $H_2O$ | 18 | 80578,260 | 4476,570 | 0,995 | 994,825 |

**2. Viskositas umpan masuk**

Dari "Chemical Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$\mu = \exp ( C1 + C2/T + C3\ln (T) + C4T^{C5} )$

Dimana,

$\mu$ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

- Viskositas campuran masuk

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air

$\mu$ air = 0,000474 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasumsikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

$\mu$ campuran = 2 x $\mu$ air
= 2 x 0,000474 Pa.s
= 0,000948 Pa.s
= 0,0006373 lb/ft.s
= 0,948 cP

- Viskositas udara masuk

Data viskositas udara

| Komponen | X | Y |
|---|---|---|
| $H_2O$ | 8 | 16 |

Dengan menggunakan tabel viscosities of gases didapat titik koordinat untuk fig.15 hal 825, D.Q. Kern, didapatkan viskositas sebesar

= 0,0106 cP = 0,0000106 Pa.s

Berdasarkan kern, 161, $\mu$ campuran = 2 x $\mu$air maka:

Viskositas udara ($\mu$a) = 2 x 0,0000106 Pa.s
= 0,0000212 Pa.s
= 1,4246E-05 lb/ft.s

**3. Surface Tension**

Data Surface Tension

| Komponen | A | Tc | n |
|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 132,674 | 647,13 | 0,955 |

Dengan,

$\Upsilon = A ( 1 - T/Tc )^n$

Sehingga, surface tension pada suhu 30°C (303K) adalah:

| Komponen | $\Upsilon$ (dynes/cm) | $\Upsilon$ (lbf/ft) |
|---|---|---|
| $H_2O$ | 66,501 | 0,004593 |

**4. Neraca Massa Total RDVF-01**

| Komp | Input | | | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Feed | | wash water | | Cake (UPL) | | Filtrat | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 877,09 | 5,622 | 0 | 0 | 877,09 | 5,622 | 0 | 0 |
| $Fe_2O_3$ | 16146,88 | 100,918 | 0 | 0 | 16146,88 | 100,918 | 0 | 0 |
| $TiO_2$ | 3229,38 | 40,367 | 0 | 0 | 3229,38 | 40,367 | 0 | 0 |
| $SiO_2$ | 8611,67 | 143,528 | 0 | 0 | 8611,67 | 143,528 | 0 | 0 |
| NaOH | 489,90 | 12,247 | 0 | 0 | 9,80 | 0,245 | 480,101 | 12,0025 |
| $NaAlO_2$ | 82983,47 | 1011,994 | 0 | 0 | 1659,67 | 20,240 | 81323,8 | 991,754 |
| $H_2O$ | 80578,26 | 4476,570 | 0 | 0 | 13086,21 | 727,011 | 75574,3 | 4198,570 |
| Air Proses | 0 | 0 | 8082,2 | 449,011 | | | | |
| **Total** | **192916,6** | **5791,246** | **8082,20** | **449,011** | **43620,69** | **1037,932** | **157378,2** | **5202,326** |
| **Total** | **200998,845** | | | | **200998,845** | | | |

**a. Umpan masuk RDVF-01**

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (kg/L | ρ (kg/m$^3$) | xi.ρ | Fv (L/jam) | Fv (m$^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 877,09 | 5,622 | 0,005 | 3,990 | 3990,00 | 0,018 | 219,82 | 0,220 |
| $Fe_2O_3$ | 180 | 16146,88 | 100,918 | 0,084 | 5,120 | 5120,00 | 0,429 | 3153,69 | 3,154 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,38 | 40,367 | 0,017 | 4,260 | 4260,00 | 0,071 | 758,07 | 0,758 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,67 | 143,528 | 0,045 | 3,173 | 3172,94 | 0,142 | 2714,10 | 2,714 |
| NaOH | 40 | 489,90 | 12,247 | 0,003 | 1,896 | 1896,18 | 0,005 | 258,36 | 0,258 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 82983,47 | 1011,994 | 0,430 | 1,001 | 1001,18 | 0,431 | 82885,44 | 82,885 |
| $H_2O$ | 18 | 80578,26 | 4476,570 | 0,418 | 0,995 | 994,82 | 0,416 | 80997,43 | 80,997 |
| Total | | 192916,6 | 5791,246 | 1 | 20,44 | 20435,13 | 1,511 | 170986,9 | 170,987 |

Sehinga, densitas umpan total:

$$\rho = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

$= 1,128$ kg/l

$= 1128,254$ kg/m$^3$

**b. Output cake (masuk UPL)**

$NaAlO_2$ dan NaOH yang ikut terbuang di UPL sebesar 2%

(berdasarkan perry hal 18-40)

$NaAlO_2 = 2\% \times 82983,468$ kg/jam

$= 1659,669$ kg/jam

NaOH $= 2\% \times 489,899$ kg/jam

$= 9,798$ kg/jam

$H_2O$ yang terbuang ke UPL juga sebesar 2% sehingga :

$H_2O$ = Persentase $H_2O$ terbuang ke UPL x ($Al_2O_3.3H_2O+SiO_2+Fe_2O_3+TiO_2+NaAlO_2+NaOH$) keUPL

$$= \frac{30\%}{70\%} \times 30534{,}481 \text{ kg/jam}$$

= 13086,21 kg/jam

| Komponen | BM | Output (kg/jam) | Output (kmol/jam) | ρ (kg/m$^3$) | xi | xi.ρ (kg/m$^3$) | Fv (m$^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 877,087 | 5,622 | 3990 | 0,020 | 80,228 | 0,21982 |
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 100,918 | 5120 | 0,370 | 1895,248 | 3,15369 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 40,367 | 4260 | 0,074 | 315,381 | 0,75807 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,670 | 143,528 | 3172,94 | 0,197 | 626,407 | 2,7141 |
| NaOH | 40 | 9,798 | 0,245 | 1896,18 | 0,000 | 0,426 | 0,00517 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 1659,669 | 20,240 | 1001,18 | 0,038 | 38,093 | 1,65771 |
| $H_2O$ | 18 | 13086,206 | 727,011 | 994,825 | 0,300 | 298,447 | 13,1543 |
| Total | | 43620,688 | 1037,932 | 20435,1 | 1 | 3254,230 | 21,6628 |

Fraksi cake dalam umpan = $\frac{\sum \text{laju massa cake}}{\sum \text{laju massa umpan}}$

$$= \frac{43620{,}688}{200998{,}8}$$

= 0,217

Densitas cake ( ρ cake ) = $\sum$ xi.ρ

= 3254,230 kg/m$^3$

**c. Input air pencuci (wash water)**

Menentukan massa cairan tertahan di cake,

Porositas ditemtukan pada tabel 26 G.G Brown halaman 214 yaitu sebesar 0,4

Total cairan tertahan = Porositas x massa padatan

= 0,4 x 28865,014 kg/jam

= 11546,006 kg/jam

Untuk menghitung massa cairan yang tertahan dalam cake, perlu diketahui besarnya kadar cairan yang masuk, selanjutmya kadar cairan dikalkulasikan dengan total cairan yang tertahan di padatan (cake)

Kadar Cairan :

NaOH = $\frac{489{,}899 \text{ kg/jam}}{192916{,}641 \text{ kg/jam}}$ = 0,254 %

$NaAlO_2$ = $\frac{82983{,}468 \text{ kg/jam}}{192916{,}641 \text{ kg/jam}}$ = 43,02 %

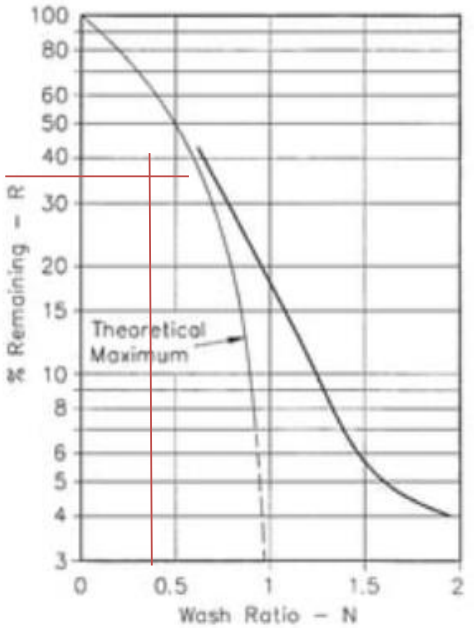
$H_2O$ = $\frac{80578{,}260 \text{ kg/jam}}{192916{,}641 \text{ kg/jam}}$ = 41,77 %

Persentase cairan di dalam cake = $\frac{\text{Total cairan tertahan}}{\text{Total massa cake}} \times 100\%$

$$= \frac{11546,006}{43620,688} \times 100\%$$

= 26,469 %

Untuk menentukan vol wash water, maka dicari rasio pencucian dari fig.18-103 perry 1999 dengan menghubungkan antara persen cairan tertahan dalam cake dengan garis,




Diperoleh :
Wash rasio (N) = 0,7

Sehingga,

Volume wash water = N x massa cairan dalam cake
= 0,7 x 11546,006 kg/jam
= 8082,204 kg/jam

**d. Output filtrat**

$H_2O$ = $H_2O$ Umpan - $H_2O$ cake + wash water
= 80578,260 - 13086,206 + 8082,204
= 75574,258 kg/jam

NaOH = NaOH Umpan - NaOH Cake
= 489,899 - 9,798
= 480,101 kg/jam

$NaAlO_2$ = $NaAlO_2$ Umpan - $NaAlO_2$ Cake
= 82983,468 - 1659,669
= 81323,798 kg/jam

| Komponen | BM | Output (kg/jam) | Output (kmol/jam) | ρ ($kg/m^3$) | xi | xi.ρ ($kg/m^3$) | Fv ($m^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 18 | 75574,258 | 12,0025 | 994,825 | 0,480 | 477,723 | 75,967 |
| NaOH | 40 | 480,101 | 991,754 | 1896,179 | 0,003 | 5,785 | 0,253 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81323,798 | 4198,570 | 1001,183 | 0,517 | 517,352 | 81,228 |
| Total | | 157378,157 | 5202,33 | 3892,186 | 1,000 | 1000,860 | 157,448 |

Fraksi filtrat dlm umpan = $\frac{\sum \text{laju massa filtrat}}{\sum \text{laju massa umpan}}$

= $\frac{157378,157}{200998,8}$

= 0,783

Densitas filtrat ( ρ filtrat ) = $\sum xi.\rho$

= 1000,860 $kg/m^3$

**5. Perancangan Roraty Drum Vacuum Filter (RDVF-01)**

Asumsi : Padatan output rekator berupa slurry dengan partikel berbentuk bola (speheres) dan padayang yang mudah dimampatkan (Loose Packing)

Dari tabel 26 G.G. Brown, diperoleh spesifikasi partikel sebagai berikut :

Diameter Partikel (Dp) = 0,00083 ft

Sphericity = 1

Dengan sphericity = 1 dan padatan yang mudah dimampatkan (loose packing), sehingga berdasarkan G.G. Brown, Fig 223 halaman 214 diperoleh porositas partikel:

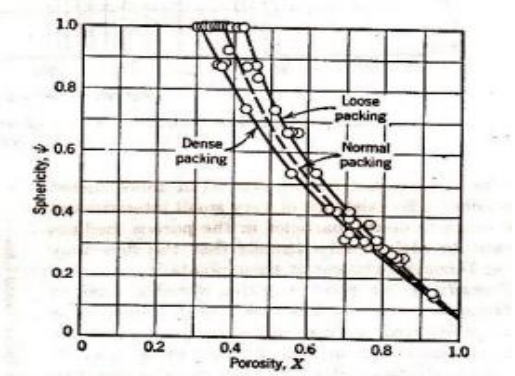


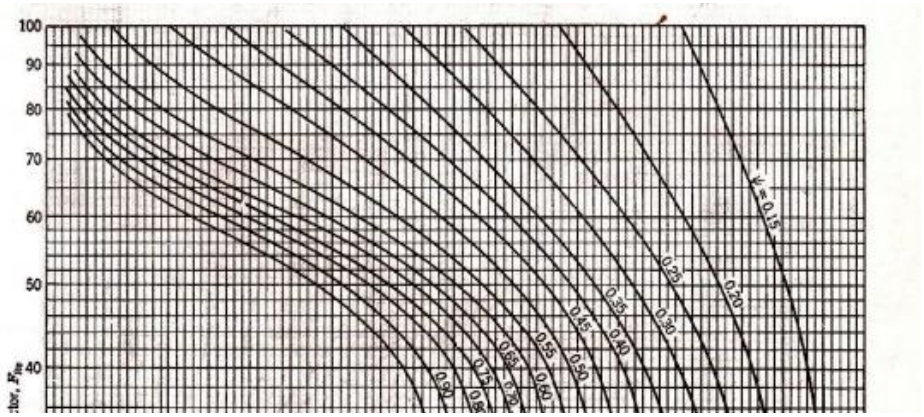

FIG. 223. Sphericity as a function of porosity for random-packed beds of uniform-sized particles.

Sehingga,

Porositas (X) = 0,42

Berdasarkan G.G. Brown, Fig 219 halaman 211 didapat nilai faktor koreksi Reynold dengan menghubunhkan porositas (X) sebesar 0,42 dan sphericity sebesar 1.

Faktor Koreksi Reynold (Fre) = 42



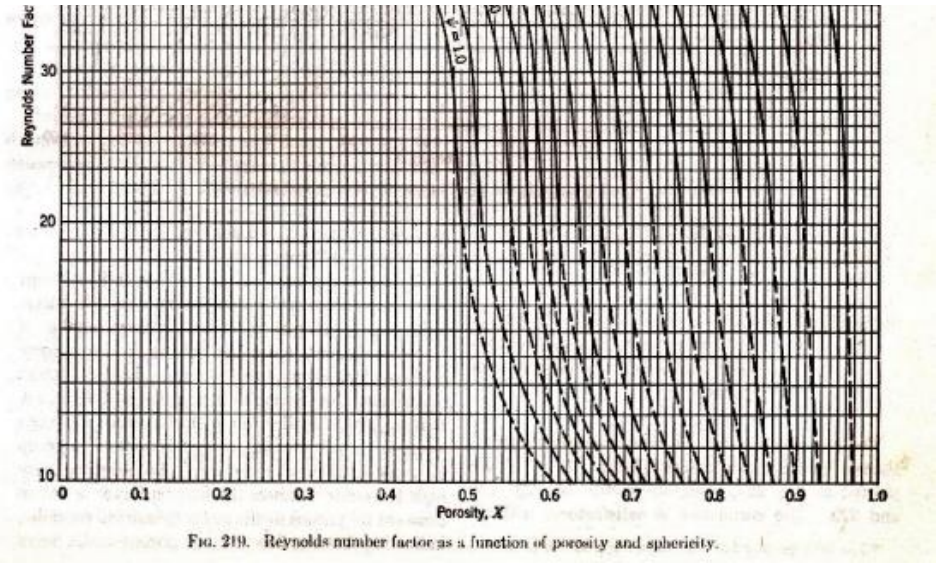
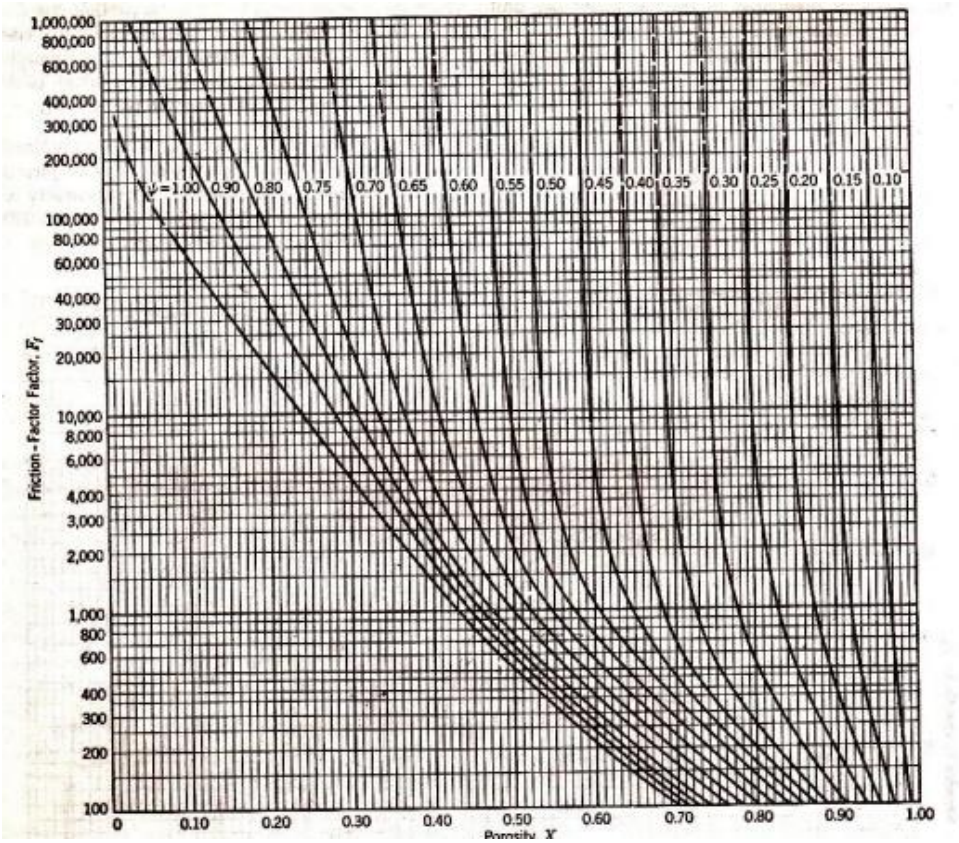



Fig. 219. Reynolds number factor as a function of porosity and sphericity.

Berdasarkan G.G. Brown, Fig 220 halaman 212 didapat nilai faktor friksi dengan menghubungkan porositas (X) sebesar 0,42 dan sphericity sebesar 1.

Faktor Friksi (Ff) = 1100



a. Menghitung Konstanta Permeabilitas (K)

Berdasarkan persamaan 172, Brown, untuk mencari konstanta permeabilitas (K) adalah sebagai berikut:

$$K = \frac{g_c \cdot Dp^2 \cdot Fre}{32 \cdot F_f}$$

Dengan,

K = Konstanta permeabilitas ($ft^3/s^2$)
gc = Gaya gravitasi $ft/s^2$
Dp = Diameter partikel (ft)
Fre = Faktor koreksi Reynold
Ff = Faktor friksi

dimana,

gc = 32,2 $ft/s^2$
Dp = 0,00083 ft
Fre = 42
Ff = 1100

Sehingga, Konstanta Permeabitilitas (K):

$$K = \frac{32{,}2 \times 0{,}00083 \times 42}{32 \times 1100}$$

$$= 2{,}666E\text{-}08 \; ft^3/s^2 \; (lbm/lbf)$$

b. Menghitung Konstanta Filtrasi (CL)

Berdasarkan persamaan 192, Brown, untuk mencari konstanta Filtrasi (CL) adalah sebagai berikut:

$$CL = \frac{\mu[\rho s(1-x)(1-X) - \rho \,.\, x \,.\, X]}{2 \,.\, k \,.\, \rho \,.\, x} \; (persamaan\ 192\ Brown)$$

Dengan,

K = Konstanta Permeabilitas ($ft^3.lbm/s^2.lbf$)
ρs = Densitas Cake ($lb/ft^3$)
ρ = Densitas Filtrat ($lb/ft^3$)
x = Fraksi padatan cake dalam campuran
X = Porositas cake
μf = Viskositas filtrat (lb/ft.s)
CL = Konstanta filtrasi ($lbf.s/ft^4$)

dimana,

K = 2,666E-08 $ft^3/s^3$ (lbm/lbf)
ρs = 3254,230 $kg/m^3$ = 203,161 $lb/ft^3$
ρ = 1000,860 $kg/m^3$ = 62,483 $lb/ft^3$
x = 0,217
X = 0,42
μf = 0,000637 lb/ft.s

Sehingga, Konstanta Filtrasi (CL) :

$$CL = \frac{0{,}055168656}{7{,}23014E\text{-}07}$$

$$= 76303{,}764 \; lbf.s/ft^4$$

c. Menghitung Konsentrasi Filtrasi (Ct)

Berdasarkan Brown, 1950, Apabila pressure drop selama filtrasi dikategorikan medium maka pressure drop yang diinginkan adalah 4 in mencury atau 282,88 lbf/ft2.

Untuk menghitung konsetrasi filtrasi digunakan rumus sebagi berikut:

$$Ct = \frac{\mu f.X.L^2}{K.(-\Delta P)}$$

Dengan

Ct = Konsentrasi filtrasi (detik)
L = Tebal cake (ft)
X = Porositas cake
μf = Viskositas filtrat (lb/ft.s)
K = Konstanta Permeabilitas ($ft^3.lbm/s^2.lbf$)
-ΔP = Pressure Drop ($lbf/ft^2$)

dimana,

L = Tebal cake yang dirancang = 3 in = 0,2500 ft
X = 0,42
μf = 0,000637 lb/ft.s
K = 2,666E-08 $ft^3.lbm/s^2.lbf$
-ΔP = 282,88 $lb/ft^2$

Sehingga, konsentrasi filtrasi (Ct) :

$$Ct = \frac{0{,}000637\ lb/ft.s \times 0{,}42 \times (0{,}25\ ft)^2}{2{,}66595E\text{-}08\ ft^3.lbm/s^2.lbf \times 282{,}88\ lb/ft^2}$$

$$= 2{,}218\ s$$

d. Menghitung Tetapan Filtrasi (Ca)

Untuk menghitung Tetapan Filtrasi (Ca) digunakan rumus sebagai berikut:

$$Ca = \frac{X.L.\mu f}{\mu a}$$

Dengan,

Ca = Tetapan filtrasi (ft)
X = Porositas cake
L = Tebal cake (ft)
μf = Viskositas filtrat (lb/ft.s)
μa = Viskositas udara (lb/ft.s)

dimana,

X = 0,42
L = 0,25 ft
μf = 0,0006373 lb/ft.s
μa = 1,4246E-05 lb/ft.s

Sehingga, tetapan filtrasi (Ca) :

$$Ca = \frac{0{,}42 \times 0{,}25\ ft \times 0{,}0006373\ lb/ft.s}{1{,}4246E\text{-}05\ lb/ft.s}$$

$$= 4{,}697\ ft$$

e. Menghitung Kecepatan Linear Filtrat

Untuk menghitung kecepatan linear filtrat digunakan rumus sebagai berikut:

$$Vl = \frac{K.(-\Delta P)}{\mu f.L}$$

Dengan,

Vl = Kecepatan linear filtrat (ft/s)
K = Konstanta Permeabilitas ($ft^3.lbm/s^2.lbf$)
$-\Delta P$ = Pressure Drop ($lbf/ft^2$)
μf = Viskositas filtrat (lb/ft.s)
L = Tebal cake (ft)

dimana,

K = 2,666E-08 $ft^3.lbm/s^2.lbf$
$-\Delta P$ = 282,88 $lb/ft^2$
μf = 0,0006373 lb/ft.s
L = 0,25 ft

Sehingga, kecepatan linear filtrat (vL) :

$$Vl = \frac{2{,}666E\text{-}08\ ft^3.lbm/s^2.lbf}{0{,}0006373\ lb/ft.s} \times \frac{282{,}88\ lb/ft^2}{0{,}25\ ft}$$

$$= 0{,}0473\ ft/s$$

f. Menghitung Kecepatan Linear Udara

Untuk menghitung kecepatan linear filtrat digunakan rumus sebagai berikut:

$$Va = \frac{K.(-\Delta P)}{\mu a.L}$$

Dengan,

vL = Kecepatan linear filtrat (ft/s)
K = Konstanta Permeabilitas ($ft^3.lbm/s^2.lbf$)
$-\Delta P$ = Pressure Drop ($lbf/ft^2$)
μa = Viskositas udara (lb/ft.s)
L = Tebal cake (ft)

dimana,

K = 2,666E-08 $ft^3.lbm/s^2.lbf$
$-\Delta P$ = 282,88 $lb/ft^2$
μa = 1,4246E-05 lb/ft.s
L = 0,25 ft

Sehingga, kecepatan linear filtrat (vL) :

$$Va = \frac{2{,}666E\text{-}08\ ft^3.lbm/s^2.lbf}{1{,}4246E\text{-}05\ lb/ft.s} \times \frac{282{,}88\ lb/ft^2}{0{,}25\ ft}$$

$$= 2{,}1175\ ft/s$$

g. Menghitung Residual Saturation

Untuk menghitung residual saturation digunakan rumus sebagai berikut:

$$Sr = 0{,}025 \left[\frac{K.-\Delta P}{g.L.\sigma.cos\theta}\right]^{-0{,}264}$$

Dengan,

Sr = Residual Saturation
K = Konstanta Permeabilitas ($ft^3.lbm/s^2.lbf$)
$-\Delta P$ = Pressure Drop ($lbf/ft^2$)

g = Gaya gravitasi ($ft/s^2$)
L = Tebal cake (ft)
ϒ = Tegangan Antarmuka Filtrat (lbf/ft)
Θ = Sudut kotak awal pembentukan cake

dimana,

| | | | |
|---|---|---|---|
| K | = | 2,666E-08 | $ft^3.lbm/s^2.lbf$ |
| -ΔP | = | 282,88 | $lbf/ft^2$ |
| g | = | 32,2 | $ft/s^2$ |
| L | = | 0,25 | ft |
| ϒ | = | 0,004593 | lbf/ft |
| Θ | = | 0 | |

Sehingga, Residual saturation (Sr) :

$$Sr = 0{,}025 \left[ \frac{2{,}666E\text{-}08 \ \frac{ft^3.lbm}{s^2.lbf} \times 282{,}88 \ \frac{lb}{ft^2}}{32{,}2 \ \frac{ft}{s^2} \times 0{,}25 \ ft \ 0{,}00459 \ \frac{lbf}{ft} \times \cos(0)} \right]^{-0{,}26}$$

$$= 0{,}24$$

h. Menghitung waktu pembentukan cake

Untuk menghitung waktu pembentukan cake digunakan rumus sebagai berikut:

$$t = \frac{CL.L^2}{-\Delta P}$$

$$= \frac{76303{,}764 \ lbf.s/ft^4 \times (0{,}25 \ ft)^2}{282{,}88 \ lbf/ft^2}$$

$$= 16{,}859 \ s$$

$$= 33 \ s$$

i. Menghitung volume filtrat tertampung

- Volume filtrat di slurry = $\frac{\text{Total input - output solid}}{\text{Densitas filtrat}}$

$$= \frac{200998{,}845 \ kg/jam - 43620{,}69 \ kg/jam}{1000{,}860 \ kg/m^3}$$

$$= 157{,}243 \ m^3/jam$$

- Volume filtrat terbawa cake = $\frac{\text{Berat filtrat terbawa cake}}{\text{Densitas filtrat}}$

Maka, volume masing-masing komponen filtrat dapat dihitung sebagai berikut:

Volume filtrat NaAlO2 = $\frac{1659{,}67 \ kg/jam}{1000{,}860 \ kg/m^3}$

$= 1{,}658 \ m^3/jam$

Volume filtrat NaOH = $\frac{9{,}80 \ kg/jam}{1000{,}860 \ kg/m^3}$

$= 0{,}010 \ m^3/jam$

Volume filtrat H2O = $\frac{13086{,}21 \ kg/jam}{1000{,}860 \ kg/m^3}$

$= 13{,}075 \ m^3/jam$

Sehingga, volume total filtrat yang terbawa cake (Vc) :

Vc = 1,658 + 0,010 + 13,075

= 14,743 $m^3$/jam

j. Menghitung Dimensi Filter

Untuk menghitung luas permukaan Filter digunaka rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Qf \times L \times \mu f}{K \times (-\Delta P)}$$

Dengan,

A = Luas permukaan filter ($ft^2$)

Qf = Kecepatan volumetris Filtrasi ($ft^3/s$)

L = Tebal cake (ft)

μf = Viskositas filtrat (lb/ft.s)

K = Konstanta Permeabilitas ($ft^3.lbm/s^2.lbf$)

-ΔP = Pressure Drop ($lbf/ft^2$)

dimana,

Qf = 170,987 m3/jam = 1,678 $ft^3/s$

L = 0,25 ft

μf = 0,0006373 lb/ft.s

K = 2,666E-08 $ft^3.lbm/s^2.lbf$

-ΔP = 282,88 $lbf/ft^2$

Sehingga, luas permukaan medium filter :

$$A = \frac{1,678\ ft^3/s \times 0,25\ ft \times 0,0006373\ lb/ft.s}{2,666E\text{-}08\ ft^3.lbm/s^2.lbf \times 282,88\ lbf/ft^2}$$

= 35,450 $ft^2$

Dengan overdesign = 20%, maka luas RDVF-01 adalah:

= 120% x 35,450 $ft^2$

= 42,540 $ft^2$

Dari Walas, tabel 11.12 b halaman 327, diperoleh dimensi RDVF-01:

**(b) Rotary Drum, Disk, and Horizontal Filters**

| | Rotary Drum Component Filters[b] | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Filter Surface Area (sqft) | | | | | | | | | | |
| Drum[c] Diam (ft) | Length (ft) | | | | | | | | | | |
| | 4 | 6 | 8 | 10 | 12 | 14 | 16 | 18 | 20 | 22 | 24 |
| 6 | 76 | 113 | 151 | 189 | 226 | | | | | | |
| 8 | | | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 | | | | |
| 10 | | | | 310 | 372 | 434 | 496 | 558 | 620 | | |
| 12 | | | | | 456 | 532 | 608 | 684 | 760 | 836 | 912 |

Diameter (D) = 6 ft = 1,83 m

Length (L) = 4 ft = 1,22 m

**6. Skema siklus filtrasi RDVF-01**

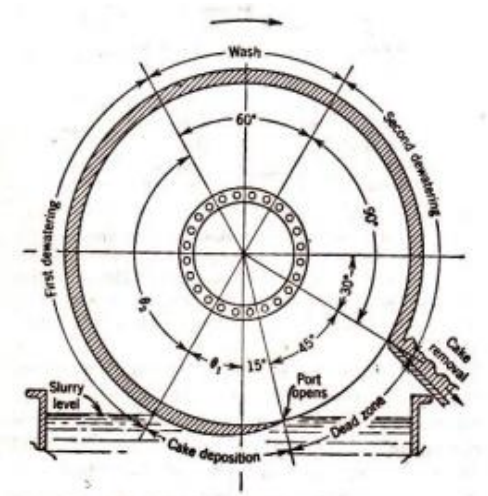



FIG. 262. Filter cycle for illustrative example.

Keterangan :
$\theta 1$ = sudut area cake deposition
$\theta 2$ = sudut area first dewatering
$\theta 3$ = sudut area washing
$\theta 4$ = sudut area second dewatering

Asumsi,

Kecepatan putaran : Berdasarkan Walas, Kecepatan putaran pada RDVF sekitar 0,1 - 10 rpm. Sehingga kecepatan putaran yang dipilih adalah = 5 rpm

Waktu satu siklus : Kecepatan putaran RDVF berlangsung lambat agar proses filtrasi dapat berjalan maksimal. Sehingga 1 putaran membutuhkan waktu = 180 detik

a. Cake Deposition

Waktu pembentukan cake:

$$t1 = \frac{CL.L^2}{-\Delta P}$$

$$= \frac{76303{,}764 \text{ lbf.s/ft}^4 \times (0{,}25 \text{ ft})^2}{282{,}88 \text{ lbf/ft}^2}$$

$$= 16{,}859 \text{ s}$$

$$= 33 \text{ s}$$

Sudut area cake deposition:

$$\Theta 1 = \frac{360^o \times t1}{N} - 15^o$$

Dengan,
N = waktu satu siklus

$$= \frac{360^o \times 33 \text{ s}}{180 \text{ s}} - 15^o$$

$$= 51^o$$

b. First Dewatering (V2, fig. 261 Brown)

Sudut area first dewatering:

$\Theta 2 = 150^{o} - \Theta 1$

$= 150^{o} - 51^{o}$

$= 99^{o}$

Waktu first dewatering:

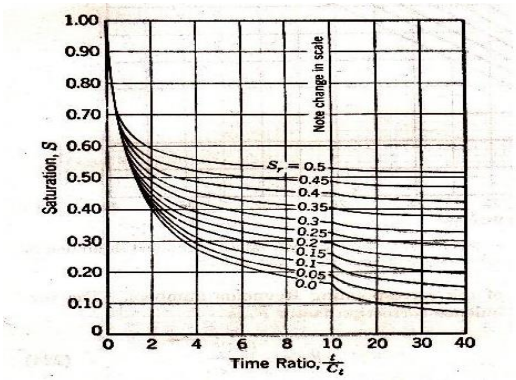
$$t2 = \frac{99^{o} \times 180\ s}{360^{o}}$$

$= 49,5\ s$

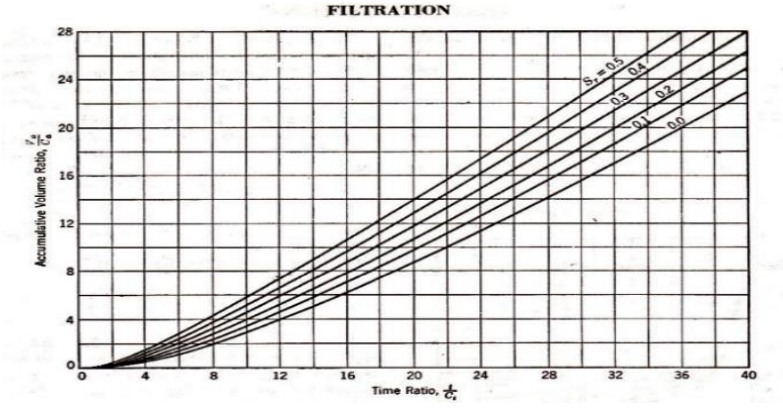
dihitung,

$$\frac{t2}{Ct} = \frac{49,5\ s}{2,218\ s} = 22,3$$

Dari fig. 255 Brown, dengan Sr = 0,24 dan t2/Ct = 22,3
diperoleh S2 = 0,31




Dari fig. 256 Brown, dengan Sr = 0,24 dan t2/Ct = 22,3
diperoleh V2/Ca = 13,9




Maka,

$$V2 = \frac{V2}{Ca} \times Ca$$

$V2 = 13,9 \times 4,697$

$= 65,293$ ft/siklus

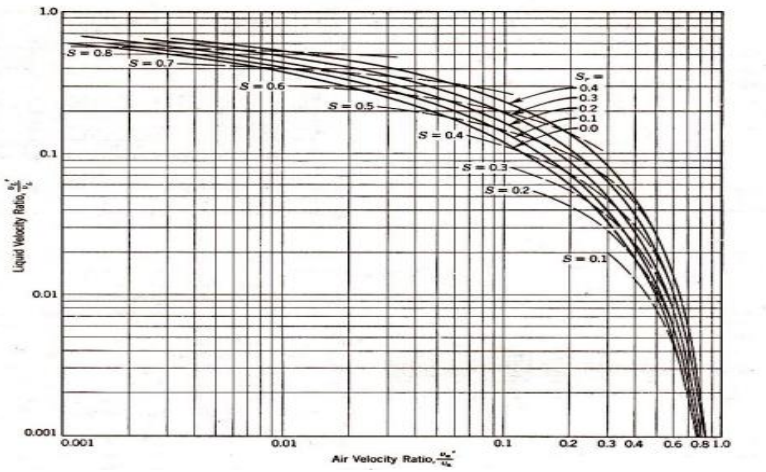
c. Washing (V3, fig. 261 Brown)

$Vl' = \left(\frac{Vl'}{Vl'}\right) Vl$

$= 0{,}1 \times 0{,}0473$

$= 0{,}00473$ ft/s

Dari fig. 259d Brown, dengan Sr = 0,24 dan Vl'/Vl = 0,1 diperoleh : $\frac{Va'}{Va} = 0{,}19$ dan S3 = 0,5 , S ketika washing




$Va' = \left(\frac{Va'}{Va'}\right) Va$

$= 0{,}19 \times 2{,}1175$

$= 0{,}402$ ft/s

Sudut Area Washing :

$\Theta 3 = 60^{o}$

Waktu Washing :

$t3 = \frac{60^{o} \times 180\ s}{360^{o}}$

$= 30$ s

Maka,

$V3 = Va' \times t3$

$= 0{,}402 \times 30$

$= 12{,}070$ ft/siklus

d. Second Dewatering (V4, fig. 261 Brown)

Sudut Area Second Dewatering :

$\Theta 4 = 90^{o}$

Waktu Second dewatering :

$t4 = \frac{90^{o} \times 180\ s}{360^{o}}$

$= 45$ s

Koreksi nilai Ct dan Ca :

$$Ct' = Ct \times \frac{1}{3}$$

$$Ct' = 2{,}218 \times \frac{1}{3}$$

$$= 0{,}739 \text{ s}$$

$$Ca' = Ca \times \frac{1}{3}$$

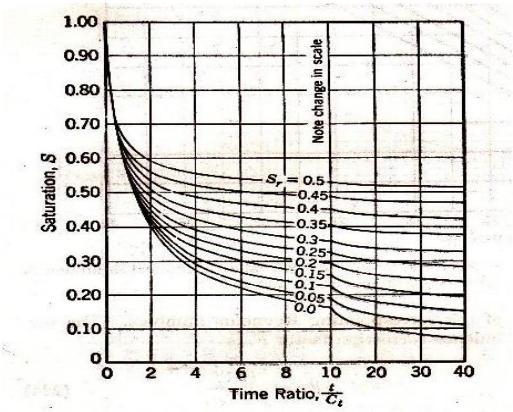
$$Ca' = 4{,}697 \times \frac{1}{3}$$

$$= 1{,}566 \text{ s}$$

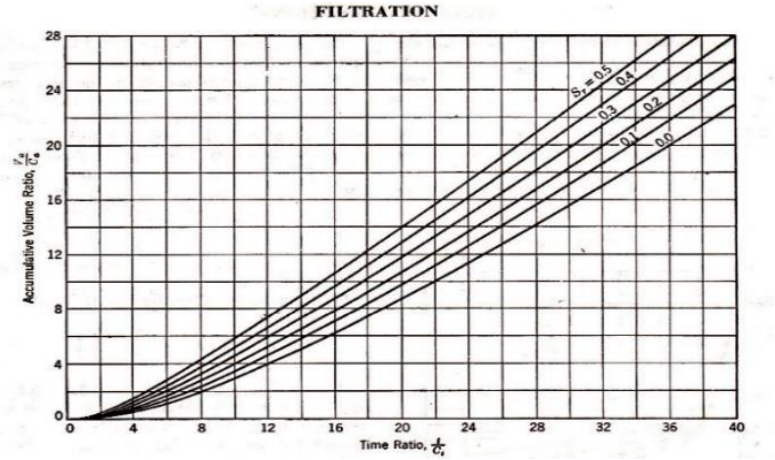
dihitung,

$$\frac{t4}{Ct'} = \frac{45 \text{ s}}{0{,}739 \text{ s}} = 60{,}9$$

Dari fig. 255 Brown, dengan Sr = 0,24 dan t4/Ct' = 60,9
diperoleh S2 = 0,27




Dari fig. 256 Brown, dengan Sr = 0,24 dan t4/Ct' = 60,9
diperoleh V4/Ca' = 32



Maka,

$$V4 = \frac{V4}{Ca'} \times Ca'$$

$$V4 = 32 \times 1{,}566$$

$$= 50{,}105 \text{ ft/siklus}$$

**7. Blower RDVF-01**

a. Menghitung kapasitas blower yang dibutuhkan

Dengan mengabaikan V1 (fg. 261 Brown), maka :

$$V = V2 + V3 + V4$$

$$= 65{,}293 + 12{,}070 + 50{,}105$$

$$= 127{,}467 \text{ ft/siklus}$$

Dari Fig. 258 Brown, dengan:

$$\frac{-\Delta P}{L} = \frac{4}{3} \frac{\text{inHg}}{\text{in}} = 1{,}333$$

$$K = 2{,}666E\text{-}08$$

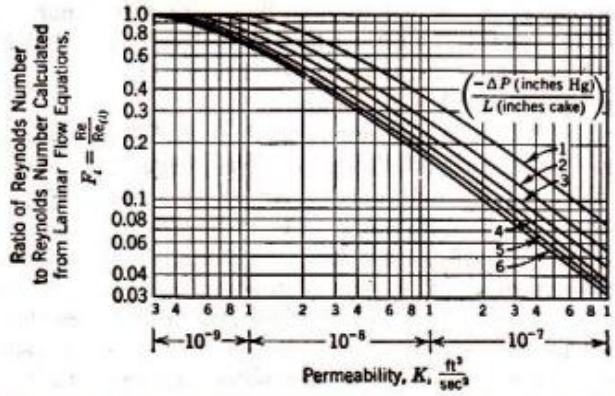



FIG. 258. Correction for turbulence $F_t$ as a function of permeability for various pressure gradients as indicated on the curves.

Maka,

diperoleh Ft = 0,69

Sehingga, kapasitas blower dapat dihitung dengan:

$$Cfm = V \times Ft \times \frac{Pi\ cake}{Pp} \times A$$

dengan,
Pp merupakan tekanan pada pompa vakum

dimana,

Pudara = 1 atm = 29,92 inHg

Pp = Pudara - (-ΔP)

= 29,92 inHg - 4 inHg

= 25,92 inHg

A = 42,540 ft2

$$P_{average\ cake} = \frac{Pudara + Ppompa}{2}$$

= 27,92 inHg

Sehingga diperoleh,

$$\text{Cfm} = 127{,}467 \text{ ft/siklus} \times 0{,}69 \times \frac{27{,}92 \text{ inHg}}{25{,}92 \text{ inHg}} \times 42{,}540 \text{ ft}^2$$

$$= 4030{,}22 \text{ ft}^3\text{/siklus}$$

$$= 1343{,}41 \text{ ft}^3\text{/menit}$$

$$= 22{,}390 \text{ ft}^3\text{/detik}$$

b. Menghitung kebutuhan tenaga pompa

$$\text{P motor} = \frac{\text{cfm} \times (-\Delta P)}{\text{Effisiensi}}$$

$$= \frac{1343{,}41 \text{ ft}^3\text{/menit} \times 282{,}88 \text{ lb/ft}^2}{80\%}$$

$$= 475029{,}089 \text{ ft.lb/menit}$$

$$= 14{,}395 \text{ hP}$$

Daya standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3,hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: ½, ¾, 1, 1 ½, 2, 3, 5, 7 ½, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Daya standar yang dipilih yaitu = 15 hP

## KESIMPULAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER (RDVF-01)

**Fungsi** : Memisahkan padatan yang keluar dari Reaktor (R-02) dengan kecepatan
total umpan = 200998,845 kg/jam

**Kondisi Operasi :**

Tekanan : 1 atm
Suhu : 30 oC

**Spesifikasi alat :**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dimensi RDVF-01, | | | |
| Luas Drum | : | 42,540 | $ft^2$ |
| Diameter Drum | : | 6 | ft |
| Panjang Drum | : | 4 | ft |
| Volume | : | 113,04 | $ft^3$ |
| Pressure Drop | : | 4 | inHg |
| Kecepatan putar | : | 5 | rpm |
| Blower, | | | |
| Kapasitas blower | : | 1343,408 | $ft^3$/menit |
| Daya | : | 15 | hP |
| **Jumlah Alat** | : | 1 | unit |

**ROTARY DRUM VACUUM FILTER**
**RDVF-02**

**Fungsi** : Memisahkan padatan yang keluar dari Reaktor (R-02.2)

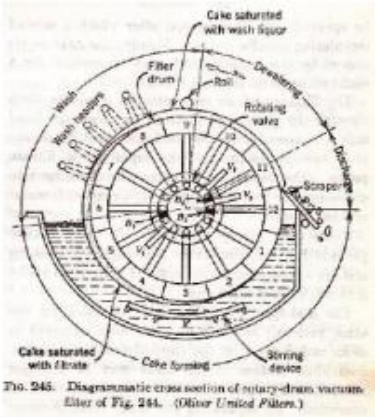


Fig. 245. Diagrammatic cross section of rotary-drum vacuum filter of Fig. 244. (*Oliver United Filters.*)

**Kondisi Operasi :**

Suhu : 57,4 ºC
Tekanan : 0,87 atm

**1. Densitas Umpan masuk**

Data Densitas

$\rho$ (g/cm$^3$) = A(B^-(1-T/Tc)^n)

Yaws

| Komponen | A | B | n | Tc | Tmin | Tmax | ρ 25°C |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,2857 | 647,13 | 273,16 | 647,13 | 1,027 |
| NaOH | 0,19975 | 0,09793 | 0,25382 | 2820 | 596 | 2000 | |

Perry's

| Komponen | Specific.Grav | ρ (kg/L) | ρ (kg/m$^3$) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 3,99 | 3,99 | 3990 |
| $NaAlO_2$ | 0,97xρair (20°C) | 1,00118 | 1001,18 |

rapat massa air
1 g/cm$^3$
1 kg/L

| Komponen | (1-T/Tc)^n | (B^-(1-T/Tc)^n) | ρ (kg/L) | ρ (kg/m$^3$) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,7983 | 2,8109 | 0,9756 | 975,649 |
| NaOH | 0,9666 | 9,4494 | 1,8875 | 1887,527 |
| $H_2O$ (20°C) | 0,8418 | 2,9736 | 1,0321 | 1032,14704 |

Sehingga, densitas pada 80$^o$C (353K) didapat :

| Komponen | BM | Input | | ρ (kg/L) | ρ (kg/m$^3$) |
|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77279,427 | 495,381 | 3,990 | 3990 |
| NaOH | 40 | 40110,577 | 1002,764 | 1,888 | 1887,527 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,324 | 0,992 | 1,001 | 1001,183 |
| $H_2O$ | 18 | 39906,830 | 2217,046 | 0,976 | 975,649 |

**2. Viskositas umpan masuk**

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$\mu = \exp ( C1 + C2/T + C3\ln (T) + C4T^{C5} )$

Dimana,

$\mu$ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

- Viskositas campuran masuk

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air

$\mu$ air = 0,000356 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasuksikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

$\mu$ campuran = 2 x $\mu$ air
= 2 x 0,000356 Pa.s
= 0,000712 Pa.s
= 0,00047859 lb/ft.s
= 0,712 cP

- Viskositas udara masuk

Data viskositas udara

| Komponen | X | C2 |
|---|---|---|
| $H_2O$ | 8 | 16 |

Dengan menggunakan tabel viscosities of gases didapat titik koordinat untuk fig.15 hal 825, D.Q. Kern, didapatkan viskositas sebesar

= 0,0106 cP = 0,0000106 Pa.s

Berdasarkan kern, 161, $\mu$ campuran = 2 x $\mu$air maka:

Viskositas udara ($\mu$a) = 2 x 0,0000106 Pa.s
= 0,0000212 Pa.s
= 1,4246E-05 lb/ft.s

**3. Surface Tension**

Data Surface Tension

| Komponen | A | Tc | n |
|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 132,674 | 647,13 | 0,955 |

Dengan,

$\Upsilon = A ( 1 - T/Tc )^{n}$

Sehingga, surface tension pada suhu 80$^{o}$C (353K) adalah:

| Komponen | $\Upsilon$ (dynes/cm) | $\Upsilon$ (lbf/ft) |
|---|---|---|
| $H_2O$ | 62,480 | 0,004315 |

**4. Neraca Massa Total RDVF-02**

| Komp | Input | | | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Feed | | wash water | | Cake (UPL) | | Filtrat | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 77279,43 | 495,38 | 0,00 | 0,00 | 77202,15 | 494,89 | 77,28 | 0,50 |
| NaOH | 40110,58 | 1002,76 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 40110,58 | 1002,76 |
| $NaAlO_2$ | 81,32 | 0,99 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 0,00 | 81,32 | 0,99 |
| $H_2O$ | 39906,8 | 2217,0 | 0,0 | 0,0 | 1575,55 | 87,53 | 56878,34 | 3159,91 |
| Air Proses | 0 | 0 | 18547,1 | 1030,39 | | | | |
| **Total** | **157378,2** | **3716,183** | **18547,06** | **1030,392** | **78777,70** | **582,416** | **97147,5** | **4164,159** |
| **Total** | **175925,220** | | | | **175925,220** | | | |

**a. Umpan masuk RDVF-02**

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (kg/L | ρ (kg/$m^3$) | xi.ρ | Fv (L/jam) | Fv ($m^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77279,43 | 495,381 | 0,491 | 3,990 | 3990,00 | 1,959 | 19368,28 | 19,368 |
| NaOH | 40 | 40110,58 | 1002,764 | 0,255 | 1,888 | 1887,53 | 0,481 | 21250,34 | 21,250 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,32 | 0,992 | 0,001 | 1,001 | 1001,18 | 0,001 | 81,23 | 0,081 |
| $H_2O$ | 18 | 39906,83 | 2217,046 | 0,254 | 0,976 | 975,65 | 0,247 | 40902,87 | 40,903 |
| Total | | 157378,2 | 3716,183 | 1 | 7,85 | 7854,36 | 2,688 | 81602,71 | 81,603 |

Sehinga, densitas umpan total:

$$\rho = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

$= 1{,}929$ kg/l

$= 1928{,}590$ kg/$m^3$

**b. Output cake (masuk UPL)**

Semua NaOH dan $NaAlO_2$ masuk evaporator

$Al_2O_3.3H_2O$ mengendap dan masuk rotary kiln sebesar 99,90%

$Al_2O_3.3H_2O$ = 99,90% x 77279,427 kg/jam

= 77202,147 kg/jam

H2O yang ikut ke cake sebesar 2% (perry hal 18-40)

$H_2O$ = Persentase $H_2O$ ikut ke cake x $Al_2O_3.3H_2O$ yang masuk ke Rotary kiln

$$H_2O = \frac{2\%}{98\%} \times 77202{,}15 \text{ kg/jam}$$

= 1575,554 kg/jam

| Komponen | BM | Output (kg/jam) | Output (kmol/jam) | ρ (kg/$m^3$) | xi | xi.ρ (kg/$m^3$) | Fv ($m^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Al2O3.3H2O | 156 | 77202,147 | 494,886 | 3990 | 0,980 | 3910,200 | 19,3489 |
| NaOH | 40 | 0 | 0 | 1887,527 | 0 | 0 | 0 |
| NaAlO2 | 82 | 0 | 0 | 1001,18 | 0 | 0 | 0 |
| H2O | 18 | 1575,554 | 87,531 | 975,649 | 0,020 | 19,513 | 1,61488 |
| Total | | 78777,701 | 582,4 | 7854,36 | 1 | 3929,713 | 20,9638 |

Fraksi cake dalam umpan = $\frac{\sum \text{laju massa cake}}{\sum \text{laju massa umpan}}$ 20,04668077

= $\frac{78777,701}{175925,2}$ 3929,712973

= 0,448

Densitas cake ( ρ cake ) = $\sum$ xi.ρ

= 3929,713 $kg/m^3$

**c. Input air pencuci (wash water)**

Menentukan massa cairan tertahan di cake,

Porositas ditemtukan pada tabel 26 G.G Brown halaman 214 yaitu sebesar 0,4

Total cairan tertahan = Porositas x massa padatan

= 0,4 x 77279,427 kg/jam

= 30911,771 kg/jam

Untuk menghitung massa cairan yang tertahan dalam cake, perlu diketahui besarnya kadar cairan yang masuk, selanjutmya kadar cairan dikalkulasikan dengan total cairan yang tertahan di padatan (cake)

Kadar Cairan :

NaOH = $\frac{40110,577 \text{ kg/jam}}{157378,157 \text{ kg/jam}}$ = 25,487 %

$NaAlO_2$ = $\frac{81,324 \text{ kg/jam}}{157378,157 \text{ kg/jam}}$ = 0,05 %

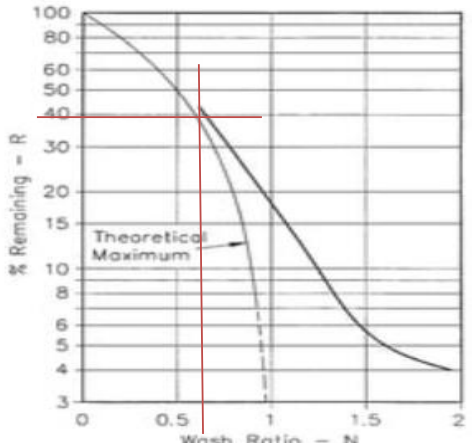
$H_2O$ = $\frac{39906,830 \text{ kg/jam}}{157378,157 \text{ kg/jam}}$ = 25,36 %

Persentase cairan di dalam cake = $\frac{\text{Total cairan tertahan}}{\text{Total massa cake}}$ x 100%

= $\frac{30911,771}{78777,701}$ x 100%

= 39,239 %

Untuk menentukan vol wash water, maka dicari rasio pencucian dari fig.18-103 perry 1999 dengan menghubungkan antara persen cairan tertahan dalam cake dengan garis,




Diperoleh :

Wash rasio (N) = 0,6

Volume wash water = N x massa cairan dalam cake
= 0,6 x 30911,771 kg/jam
= 18547,062 kg/jam

**d. Output filtrat**

$H_2O$ = $H_2O$ Umpan - $H_2O$ cake + wash water
= 39906,830 - 1575,554 + 18547,062
= 56878,338 kg/jam

NaOH = 40110,577 kg/jam

$NaAlO_2$ = 81,324 kg/jam

$Al_2O_3.3H_2O$ = $Al_2O_3.3H_2O$ Umpan - $Al_2O_3.3H_2O$ cake
= 77279,427 - 77202,147
= 77,279 kg/jam

| Komponen | BM | Output (kg/jam) | Output (kmol/jam) | ρ (kg/m$^3$) | xi | xi.ρ (kg/m$^3$) | Fv (m$^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77,279 | 0,495 | 3990,000 | 0,001 | 3,174 | 0,019 |
| NaOH | 40 | 40110,577 | 1002,764 | 1887,527 | 0,413 | 779,328 | 21,250 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,324 | 0,992 | 1001,183 | 0,001 | 0,838 | 0,081 |
| $H_2O$ | 18 | 56878,338 | 3159,908 | 975,649 | 0,585 | 571,227 | 58,298 |
| Total | | 97147,518 | 4164,16 | 7854,358 | 1,000 | 1354,567 | 79,649 |

Fraksi filtrat dlm umpan = $\frac{\sum \text{laju massa filtrat}}{\sum \text{laju massa umpan}}$
= $\frac{97147,518}{175925,220}$
= 0,552

Densitas filtrat ( ρ filtrat ) = $\sum$ xi.ρ
= 1354,567 kg/m$^3$

**5. Perancangan Roraty Drum Vacuum Filter (RDVF-01)**

Asumsi : Padatan output rekator berupa slurry dengan partikel berbentuk bola (speheres) dan pada yang yang mudah dimampatkan (Loose Packing)

Dari tabel 26 G.G. Brown, diperoleh spesifikasi partikel sebagai berikut :

Diameter Partikel (Dp) = 0,00083 ft

Sphericity = 1

Dengan sphericity = 1 dan padatan yang mudah dimampatkan (loose packing), sehingga berdasarkan G.G. Brown, Fig 223 halaman 214 diperoleh porositas partikel:

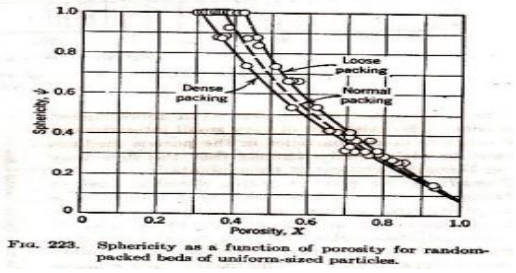


FIG. 223. Sphericity as a function of porosity for random-packed beds of uniform-sized particles.

Sehingga,
Porositas (X) = 0,42

Berdasarkan G.G. Brown, Fig 219 halaman 211 didapat nilai faktor koreksi Reynold dengan menghubunhkan porositas (X) sebesar 0,42 dan sphericity sebesar 1.
Faktor Koreksi Reynold (Fre) = 42

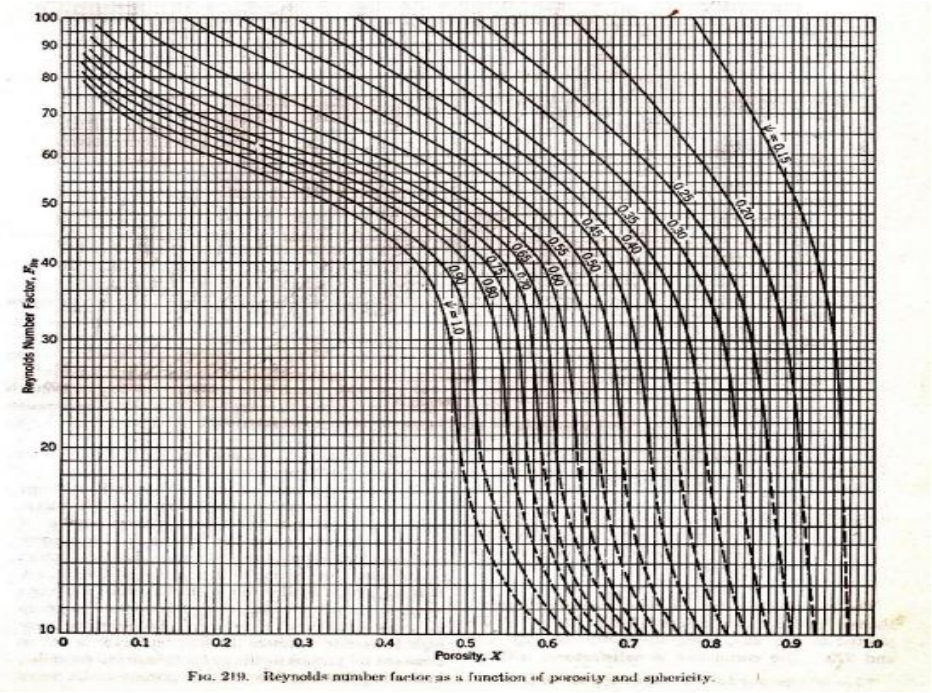
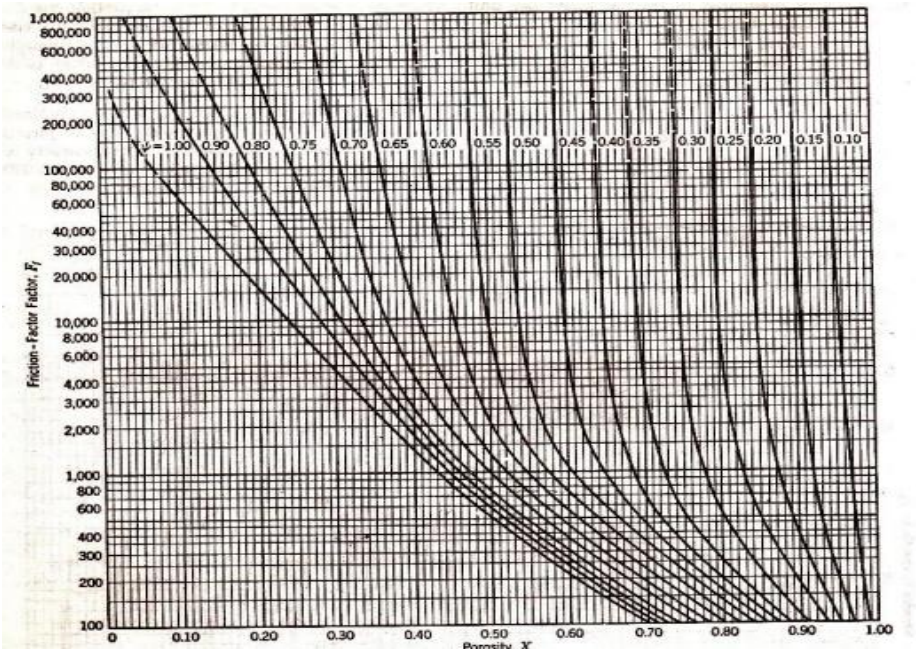


FIG. 219. Reynolds number factor as a function of porosity and sphericity.

Berdasarkan G.G. Brown, Fig 220 halaman 212 didapat nilai faktor friksi dengan menghubungkan porositas (X) sebesar 0,42 dan sphericity sebesar 1.
Faktor Friksi (Ff) = 1100



a. Menghitung Konstanta Permeabilitas (K)

Berdasarkan persamaan 172, Brown, untuk mencari konstanta permeabilitas (K) adalah sebagai berikut:

$$K = \frac{g_c \cdot Dp^2 \cdot Fre}{32 \cdot F_f}$$

Dengan,

K = Konstanta permeabilitas ($ft^3/s^2$ )
gc = Gaya gravitasi ($ft/s^2$)
Dp = Diameter partikel (ft)
Fre = Faktor koreksi Reynold
Ff = Faktor friksi

dimana,

gc = 32,2 $ft/s^2$
Dp = 0,00083 ft
Fre = 42
Ff = 1100

Sehingga, Konstanta Permeabitilitas (K):

$$K = \frac{32{,}2 \times 0{,}00083 \times 42}{32 \times 1100}$$

= 2,666E-08 $ft^3/s^2$ (lbm/lbf)

b. Menghitung Konstanta Filtrasi (CL)

Berdasarkan persamaan 192, Brown, untuk mencari konstanta Filtrasi (CL) adalah sebagai berikut:

$$CL = \frac{\mu[\rho s(1-x)(1-X) - \rho \cdot x \cdot X]}{2 \cdot k \cdot \rho \cdot x} \quad (persamaan\ 192\ Brown)$$

Dengan,

K = Konstanta Permeabilitas ($ft^3$.lbm/$s^2$.lbf)
ρs = Densitas Cake ($lb/ft^3$)
ρ = Densitas Filtrat ($lb/ft^3$)
x = Fraksi padatan cake dalam campuran
X = Porositas cake
μf = Viskositas filtrat (lb/ft.s)
CL = Konstanta filtrasi ($lbf.s/ft^4$)

dimana,

K = 2,666E-08 $ft^3/s^3$ (lbm/lbf)
ρs = 3929,713 $kg/m^3$ = 245,331 $lb/ft^3$
ρ = 1354,567 $kg/m^3$ = 84,565 $lb/ft^3$
x = 0,448
X = 0,42
μf = 0,000479 lb/ft.s

Sehingga, Konstanta Filtrasi (CL) :

$$CL = \frac{0{,}029993225}{2{,}01906E\text{-}06}$$

= 14855,020 $lbf.s/ft^4$

c. Menghitung Konsentrasi Filtrasi (Ct)

Berdasarkan Brown, 1950, Apabila pressure drop selama filtrasi dikategorikan medium maka pressure drop yang digunakan adalah 4 in mencury/ 282,88 lbf/ft2.

Untuk menghitung konsetrasi filtrasi digunakan rumus sebagi berikut:

$$Ct = \frac{\mu f.X.L^2}{K.(-\Delta P)}$$

Dengan

Ct = Konsentrasi filtrasi (detik)
L = Tebal cake (ft)
X = Porositas cake
μf = Viskositas filtrat (lb/ft.s)
K = Konstanta Permeabilitas ($ft^3.lbm/s^2.lbf$)
-ΔP = Pressure Drop ($lbf/ft^2$)

dimana,

L = Tebal cake yang dirancang = 4 in = 0,333 ft
X = 0,42
μf = 0,000479 lb/ft.s
K = 2,666E-08 $ft^3.lbm/s^2.lbf$
-ΔP = 282,88 $lb/ft^2$

Sehingga, konsentrasi filtrasi (Ct) :

$$Ct = \frac{0{,}000479 \text{ lb/ft.s} \times 0{,}42 \times (0{,}33333 \text{ ft})^2}{2{,}66595E\text{-}08 \text{ } ft^3.lbm/s^2.lbf \times 282{,}88 \text{ } lb/ft^2}$$

$$= 2{,}961 \text{ s}$$

d. Menghitung Tetapan Filtrasi (Ca)

Untuk menghitung Tetapan Filtrasi (Ca) digunakan rumus sebagai berikut:

$$Ca = \frac{X.L.\mu f}{\mu a}$$

Dengan,

Ca = Tetapan filtrasi (ft)
X = Porositas cake
L = Tebal cake (ft)
μf = Viskositas filtrat (lb/ft.s)
μa = Viskositas udara (lb/ft.s)

dimana,

X = 0,42
L = 0,333 ft
μf = 0,000479 lb/ft.s
μa = 1,4246E-05 lb/ft.s

Sehingga, tetapan filtrasi (Ca) :

$$Ca = \frac{0{,}42 \times 0{,}333 \text{ ft} \times 0{,}000479 \text{ lb/ft.s}}{1{,}4246E\text{-}05 \text{ lb/ft.s}}$$

$$= 4{,}703 \text{ ft}$$

e. Menghitung Kecepatan Linear Filtrat

Untuk menghitung kecepatan linear filtrat digunakan rumus sebagai berikut:

$$Vl = \frac{K.(-\Delta P)}{\mu f.L}$$

Dengan,

Vl = Kecepatan linear filtrat (ft/s)
K = Konstanta Permeabilitas ($ft^3.lbm/s^2.lbf$)
$-\Delta P$ = Pressure Drop ($lbf/ft^2$)
μf = Viskositas filtrat (lb/ft.s)
L = Tebal cake (ft)

dimana,

K = 2,666E-08 $ft^3.lbm/s^2.lbf$
$-\Delta P$ = 282,88 $lb/ft^2$
μf = 0,000479 lb/ft.s
L = 0,333 ft

Sehingga, kecepatan linear filtrat (vL) :

$$Vl = \frac{2{,}666E\text{-}08\ ft^3.lbm/s^2.lbf \times 282{,}88\ lb/ft^2}{0{,}000479\ lb/ft.s \times 0{,}333\ ft}$$

$$= 0{,}0473\ ft/s$$

f. Menghitung Kecepatan Linear Udara

Untuk menghitung kecepatan linear filtrat digunakan rumus sebagai berikut:

$$Va = \frac{K.(-\Delta P)}{\mu a.L}$$

Dengan,

vL = Kecepatan linear filtrat (ft/s)
K = Konstanta Permeabilitas ($ft^3.lbm/s^2.lbf$)
$-\Delta P$ = Pressure Drop ($lbf/ft^2$)
μa = Viskositas udara (lb/ft.s)
L = Tebal cake (ft)

dimana,

K = 2,666E-08 $ft^3.lbm/s^2.lbf$
$-\Delta P$ = 282,88 $lb/ft^2$
μa = 1,4246E-05 lb/ft.s
L = 0,333 ft

Sehingga, kecepatan linear filtrat (vL) :

$$Va = \frac{2{,}666E\text{-}08\ ft^3.lbm/s^2.lbf \times 282{,}88\ lb/ft^2}{1{,}4246E\text{-}05\ lb/ft.s \times 0{,}333\ ft}$$

$$= 1{,}5881\ ft/s$$

g. Menghitung Residual Saturation

Untuk menghitung residual saturation digunakan rumus sebagai berikut:

$$Sr = 0{,}025 \left[\frac{K.-\Delta P}{g.L.\sigma.cos\theta}\right]^{-0{,}264}$$

Dengan,

Sr = Residual Saturation
K = Konstanta Permeabilitas ($ft^3.lbm/s^2.lbf$)
$-\Delta P$ = Pressure Drop ($lbf/ft^2$)

g = Gaya gravitasi ($ft/s^2$)
L = Tebal cake (ft)
ϒ = Tegangan Antarmuka Filtrat (lbf/ft)
Θ = Sudut kotak awal pembentukan cake

dimana,

| | | | |
|---|---|---|---|
| K | = | 2,666E-08 | $ft^3.lbm/s^2.lbf$ |
| -ΔP | = | 282,88 | $lbf/ft^2$ |
| g | = | 32,2 | $ft/s^2$ |
| L | = | 0,333 | ft |
| ϒ | = | 0,004315 | lbf/ft |
| Θ | = | 0 | |

Sehingga, Residual saturation (Sr) :

$$Sr = 0{,}025 \left[ \frac{2{,}666E\text{-}08 \ \frac{ft^3.lbm}{s^2.lbf} \times 282{,}88 \ \frac{lb}{ft^2}}{32{,}2 \ \frac{ft}{s^2} \times 0{,}333 \ ft \ 0{,}00431 \ \frac{lbf}{ft} \times \cos(0)} \right]^{-0{,}26}$$

$$= 0{,}25$$

h. Menghitung waktu pembentukan cake

Untuk menghitung waktu pembentukan cake digunakan rumus sebagai berikut:

$$t = \frac{CL.L^2}{-\Delta P}$$

$$= \frac{14855{,}020 \ lbf.s/ft^4 \times (\ 0{,}333 \ ft)^2}{282{,}88 \ lbf/ft^2}$$

$$= 5{,}835 \ s$$

$$= 12 \ s$$

i. Menghitung volume filtrat tertampung

- Volume filtrat di slurry = $\frac{\text{Total input - output solid}}{\text{Densitas filtrat}}$

$$= \frac{175925{,}220 \ kg/jam - 78777{,}70 \ kg/jam}{1354{,}567 \ kg/m^3}$$

$$= 71{,}719 \ m^3/jam$$

- Volume filtrat terbawa cake = $\frac{\text{Berat filtrat terbawa cake}}{\text{Densitas filtrat}}$

Maka, volume masing-masing komponen filtrat dapat dihitung sebagai berikut:

Volume filtrat H2O = $\frac{1575{,}55 \ kg/jam}{1354{,}567 \ kg/m^3}$

$$= 1{,}163 \ m^3/jam$$

Sehingga, volume total filtrat yang terbawa cake (Vc) :

Vc = 1,163 $m^3/jam$

j. Menghitung Dimensi Filter

Untuk menghitung luas permukaan Filter digunaka rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Qf \times L \times \mu f}{K \times (-\Delta P)}$$

Dengan,

A = Luas permukaan filter ($ft^2$)
Qf = Kecepatan volumetris Filtrasi ($ft^3/s$)
L = Tebal cake (ft)
μf = Viskositas filtrat (lb/ft.s)
K = Konstanta Permeabilitas ($ft^3.lbm/s^2.lbf$)
-ΔP = Pressure Drop ($lbf/ft^2$)

dimana,

Qf = 81,603 m3/jam = 0,801 $ft^3/s$
L = 0,333 ft
μf = 0,000479 lb/ft.s
K = 2,666E-08 $ft^3.lbm/s^2.lbf$
-ΔP = 282,88 $lbf/ft^2$

Sehingga, luas permukaan medium filter :

$$A = \frac{0{,}801\ ft^3/s \times 0{,}333\ ft \times 0{,}000479\ lb/ft.s}{2{,}666E\text{-}08\ ft^3.lbm/s^2.lbf \times 282{,}88\ lbf/ft^2}$$

$$= 16{,}940\ ft^2$$

Dengan overdesign = 20%, maka luas RDVF-01 adalah:

= 120% x 16,940 $ft^2$
= 20,328 $ft^2$

Dari Walas, tabel 11.12 b halaman 327, diperoleh dimensi RDVF-01:

**(b) Rotary Drum, Disk, and Horizontal Filters**

| Rotary Drum Component Filters[b] | | | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Filter Surface Area (sqft) | | | | | | | | | | |
| Drum[c] Diam (ft) | Length (ft) | | | | | | | | | | |
| | 4 | 6 | 8 | 10 | 12 | 14 | 16 | 18 | 20 | 22 | 24 |
| 6 | 76 | 113 | 151 | 189 | 226 | | | | | | |
| 8 | | | 200 | 250 | 300 | 350 | 400 | | | | |
| 10 | | | | 310 | 372 | 434 | 496 | 558 | 620 | | |
| 12 | | | | | 456 | 532 | 608 | 684 | 760 | 836 | 912 |

Diameter (D) = 6 ft = 1,83 m
Length (L) = 4 ft = 1,22 m

**6. Skema siklus filtrasi RDVF-01**

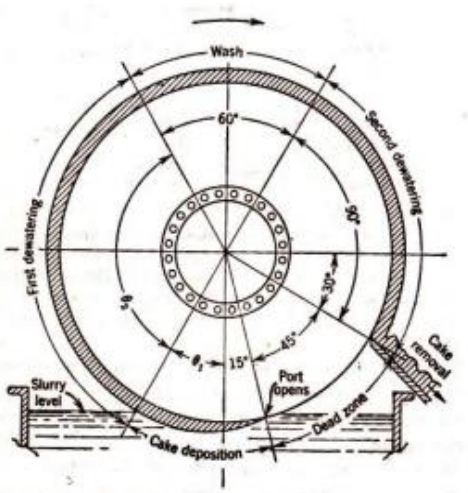



FIG. 262. Filter cycle for illustrative example.

Keterangan :
$\theta 1$ = sudut area cake deposition
$\theta 2$ = sudut area first dewatering
$\theta 3$ = sudut area washing
$\theta 4$ = sudut area second dewatering

Asumsi,

Kecepatan putaran : Berdasarkan Walas, Kecepatan putaran pada RDVF sekitar 0,1 - 10 rpm. Sehingga kecepatan putaran yang dipilih adalah = 5 rpm

Waktu satu siklus : Kecepatan putaran RDVF berlangsung lambat agar proses filtrasi dapat berjalan maksimal. Sehingga 1 putaran membutuhkan waktu = 120 detik

a. Cake Deposition

Waktu pembentukan cake:

$$t1 = \frac{CL.L^2}{-\Delta P}$$

$$= \frac{14855{,}020 \text{ lbf.s/ft}^4 \times (0{,}333 \text{ ft})^2}{282{,}88 \text{ lbf/ft}^2}$$

$$= 5{,}835 \text{ s}$$

$$= 12 \text{ s}$$

Sudut area cake deposition:

$$\Theta 1 = \frac{360^o \times t1}{N} - 15^o$$

Dengan,
N = waktu satu siklus

$$= \frac{360^o \times 12 \text{ s}}{120 \text{ s}} - 15^o$$

$$= 21^o$$

b. First Dewatering (V2, fig. 261 Brown)

Sudut area first dewatering:

$\Theta 2 = 150^{o} - \Theta 1$

$= 150^{o} - 21^{o}$

$= 129^{o}$

Waktu first dewatering:

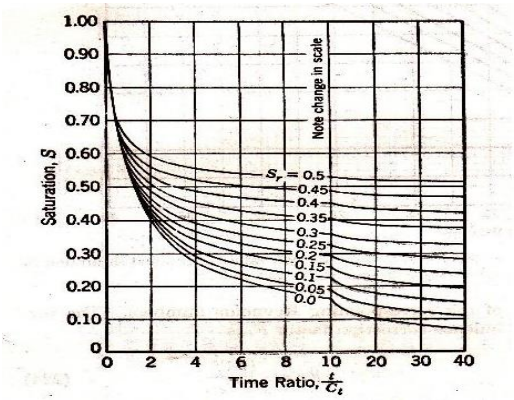
$$t2 = \frac{129^{o} \times 120\ s}{360^{o}}$$

$= 43\ s$

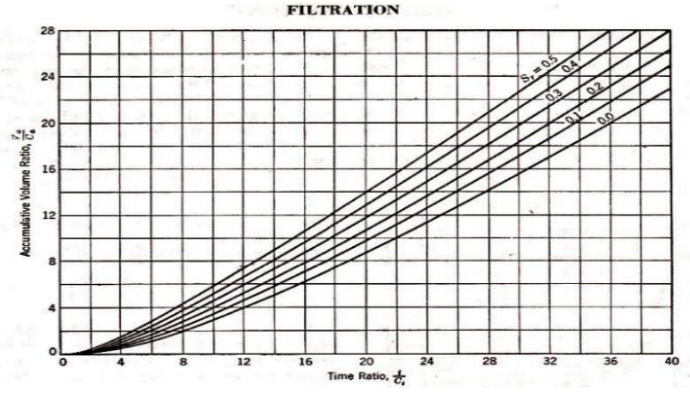
dihitung,

$$\frac{t2}{Ct} = \frac{43\ s}{2{,}961\ s} = 14{,}5$$

Dari fig. 255 Brown, dengan Sr = 0,25 dan t2/Ct = 14,5 diperoleh S2 = 0,31




Dari fig. 256 Brown, dengan Sr = 0,25 dan t2/Ct = 14,5 diperoleh V2/Ca = 6,2




Maka,

$$V2 = \frac{V2}{Ca} \times Ca$$

$V2 = 6{,}2 \times 4{,}703$

$= 29{,}160$ ft/siklus

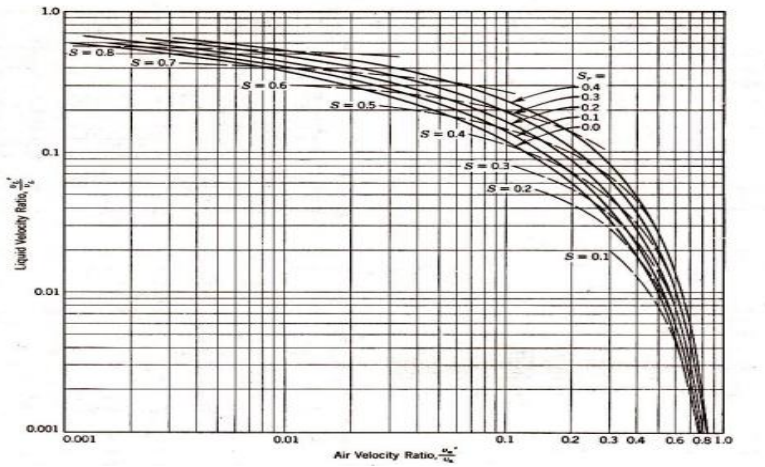
c. Washing (V3, fig. 261 Brown)

$Vl' = \left(\frac{Vl'}{Vl'}\right) Vl$

$= 0,1 \times 0,0473$

$= 0,00473$ ft/s

Dari fig. 259d Brown, dengan Sr = 0,25 dan Vl'/Vl = 0,1 diperoleh : $\frac{Va'}{Va} = 0,19$ dan S3 = 0,52 , S ketika washing




$Va' = \left(\frac{Va'}{Va'}\right) Va$

$= 0,19 \times 1,5881$

$= 0,302$ ft/s

Sudut Area Washing :

$\Theta 3 = 60^{o}$

Waktu Washing :

$t3 = \frac{60^{o} \times 120 \text{ s}}{360^{o}}$

$= 20$ s

Maka,

$V3 = Va' \times t3$

$= 0,302 \times 20$

$= 6,035$ ft/siklus

d. Second Dewatering (V4, fig. 261 Brown)

Sudut Area Second Dewatering :

$\Theta 4 = 90^{o}$

Waktu Second dewatering :

$t4 = \frac{90^{o} \times 120 \text{ s}}{360^{o}}$

$= 30$ s

Koreksi nilai Ct dan Ca :

$$Ct' = Ct \times \frac{1}{3}$$

$$Ct' = 2{,}961 \times \frac{1}{3}$$

$$= 0{,}987 \text{ s}$$

$$Ca' = Ca \times \frac{1}{3}$$

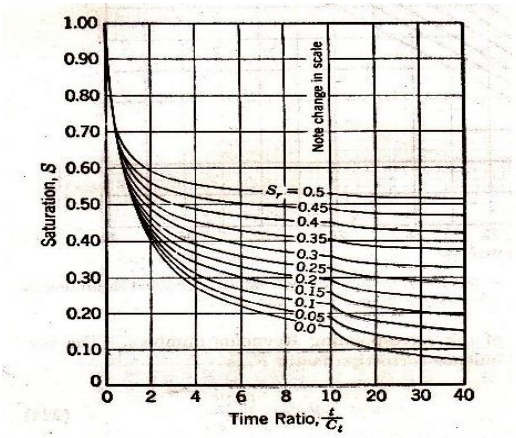
$$Ca' = 4{,}703 \times \frac{1}{3}$$

$$= 1{,}568 \text{ s}$$

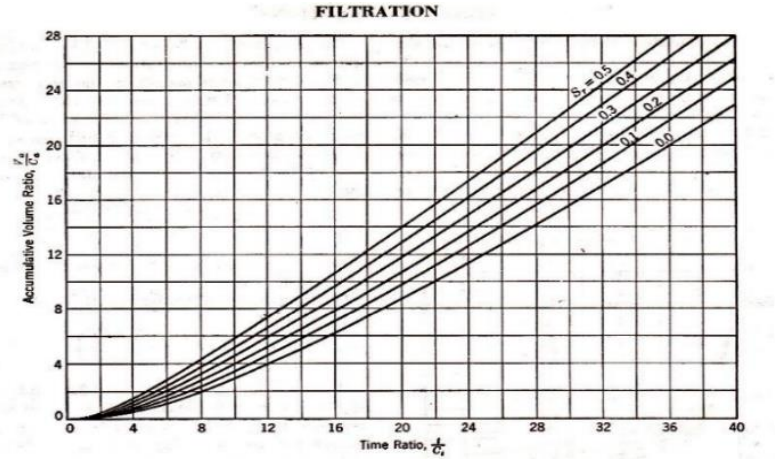
dihitung,

$$\frac{t4}{Ct'} = \frac{30 \text{ s}}{0{,}987 \text{ s}} = 30{,}4$$

Dari fig. 255 Brown, dengan Sr = 0,25 dan t4/Ct' = 30,4
diperoleh S2 = 0,29




Dari fig. 256 Brown, dengan Sr = 0,25 dan t4/Ct' = 30,4
diperoleh V4/Ca' = 19



Maka,

$$V4 = \frac{V4}{Ca'} \times Ca'$$

$$V4 = 19 \times 1{,}568$$

$$= 29{,}788 \text{ ft/siklus}$$

**7. Blower RDVF-01**

a. Menghitung kapasitas blower yang dibutuhkan

Dengan mengabaikan V1 (fg. 261 Brown), maka :

$$V = V2 + V3 + V4$$

$$= 29{,}160 + 6{,}035 + 29{,}788$$

$$= 64{,}983 \text{ ft/siklus}$$

Dari Fig. 258 Brown, dengan:

$$\frac{-\Delta P}{L} = \frac{4}{4} \frac{\text{inHg}}{\text{in}} = 1{,}000$$

$$K = 2{,}666E\text{-}08$$

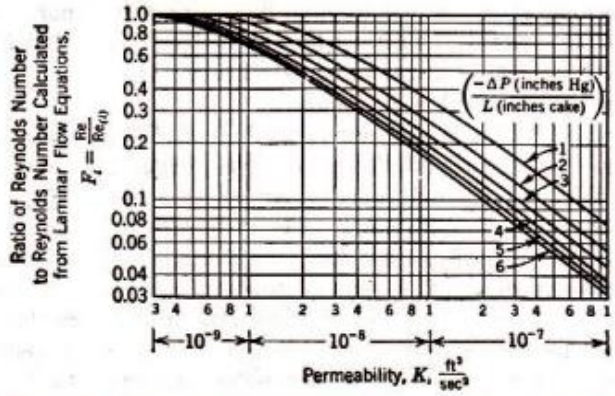



FIG. 258. Correction for turbulence $F_t$ as a function of permeability for various pressure gradients as indicated on the curves.

Maka,

diperoleh Ft = 0,7

Sehingga, kapasitas blower dapat dihitung dengan:

$$Cfm = V \times Ft \times \frac{Pi\ cake}{Pp} \times A$$

dengan,
Pp merupakan tekanan pada pompa vakum

dimana,

Pudara = 1 atm = 29,92 inHg

Pp = Pudara - (-ΔP)

= 29,92 inHg - 4 inHg

= 25,92 inHg

A = 20,328 ft2

$$P_{average\ cake} = \frac{Pudara + Ppompa}{2}$$

= 27,92 inHg

Sehingga diperoleh,

$$Cfm = 64{,}983 \text{ ft/siklus} \times 0{,}7 \times \frac{27{,}92 \text{ inHg}}{25{,}92 \text{ inHg}} \times 20{,}328 \text{ ft2}$$

$$= 996{,}031 \text{ ft}^3\text{/siklus}$$

$$= 498{,}016 \text{ ft}^3\text{/menit}$$

$$= 8{,}300 \text{ ft}^3\text{/detik}$$

b. Menghitung kebutuhan tenaga pompa

$$P \text{ motor} = \frac{cfm \times (-\Delta P)}{\text{Effisiensi}}$$

$$= \frac{498{,}016 \text{ ft}^3\text{/menit} \times 282{,}88 \text{ lb/ft}^2}{80\%}$$

$$= 176098{,}346 \text{ ft.lb/menit}$$

$$= 5{,}336 \text{ hP}$$

Daya standar, dipilih Motor Induksi, dengan daya standar menurut Ludwig, E.E., vol 3,hal. 628 :

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $^1/_2$, $^3/_4$, 1, 1 $^1/_2$, 2, 3, 5, 7 $^1/_2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Daya standar yang dipilih yaitu = 7,5 hP

## KESIMPULAN ROTARY DRUM VACUUM FILTER (RDVF-02)

**Fungsi** : Memisahkan padatan yang keluar dari Reaktor (R-00) dengan kecepatan
total umpan = 175925,220 kg/jam

**Kondisi Operasi :**

Tekanan : 0,87 atm
Suhu : 57,4 oC

**Spesifikasi alat :**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dimensi RDVF-01, | | | |
| Luas Drum | : | 20,328 | $ft^2$ |
| Diameter Drum | : | 6 | ft |
| Panjang Drum | : | 4 | ft |
| Volume | : | 113,04 | $ft^3$ |
| Pressure Drop | : | 4 | inHg |
| Kecepatan putar | : | 5 | rpm |
| Blower, | | | |
| Kapasitas blower | : | 498,016 | $ft^3$/menit |
| Daya | : | 7,5 | hP |
| **Jumlah Alat** | : | 1 | unit |

**BAHAN BAKAR**
**BURNER ROTARY KILN**

**Bahan Bakar:**

Bahan bakar yang digunakan yaitu Natural Gas (LNG) dan udara.
Bahan bakar yang terkandung dalam LNG dianggap $CH_4$ 100%
Komposisi udara :
Udara excess = 10%

$O_2$ = 21%
$N_2$ = 79%

**Reaksi Pembakaran**

Reaksi pembakaran yang terjadi:

$$CH_4 + 2O_2 \longrightarrow CO_2 + 2H_2O$$

**Neraca Massa**

Berdasarkan Perry, R.H. Chemical Engineering Handbook, Ed VIII , halaman 2-198 didapat nilai panas pembakaran standart untuk $CH_4$

Hc = -802600 kJ/kmol
Qsupply = Qkiln
= 61134906,83 kJ/jam

Sehingga, massa LNG didapat:

$$\text{Massa LNG} = \frac{\text{Qkiln}}{\text{- Hc}} = \frac{61134906,830 \text{ kJ/jam}}{802600 \text{ kJ/kmol}} = 76,171 \text{ kmol/jam} = 1218,737 \text{ kg/jam}$$

| | $CH_4$ | + $2O_2$ | $\longrightarrow$ | $CO_2$ | + $2H_2O$ |
|---|---|---|---|---|---|
| m | 76,171 | 184,334 | | 0 | 0,000 |
| r | 76,171 | 152,342 | | 76,171 | 152,342 |
| s | 0 | 31,992 | | 76,171 | 152,342 |

Sehingga,

Excess $O_2$ = 10% x 184,334
= 18,433 kmol/jam
Total $O_2$ = 184,334 + 18,433
= 202,767 kmol/jam

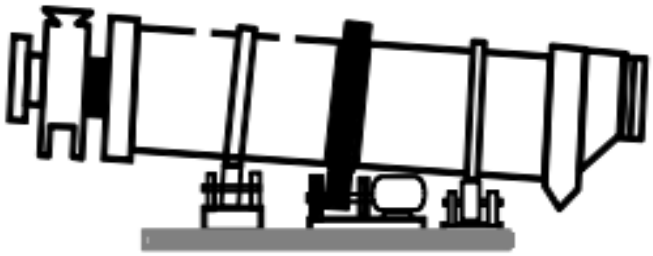
$$\text{Total } N_2 = \frac{79\%}{21\%} \times 202,767 \text{ kmol/jam}$$

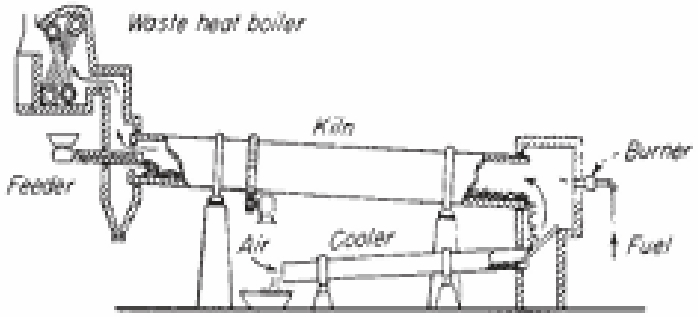
= 762,792 kmol/jam
Total Udara = 965,559 kmol/jam
= 27846,724 kg/jam

| Komponen | BM | Input | | Output (Flue Gas) | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $CH_4$ | 16 | 1218,737 | 76,171 | 0,000 | 0,000 |
| $O_2$ | 32 | 6488,557 | 202,767 | 1613,608 | 50,425 |
| $N_2$ | 28 | 21358,167 | 762,792 | 21358,167 | 762,792 |
| $CO_2$ | 44 | 0,000 | 0,000 | 3351,527 | 76,171 |
| $H_2O$ | 18 | 0,000 | 0,000 | 2742,159 | 152,342 |
| **Total** | | **29065,461** | **1041,730** | **29065,461** | **1041,730** |

**ROTARY KILN**
**(RK-01)**

**Fungsi** : Dekomposisi $Al_2O_3.3H_2O$ menjadi $Al_2O_3$ dan $H_2O$
**Jenis** : Direct Counter-Current Rotary Kiln
**Jumlah** : 1 Unit






**Kondisi Operasi**

| | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm | | | | | | |
| Suhu Feed | : | 57,38 | $^oC$ | = | 135,3 | $^oF$ | = | 330,53 | K |
| Suhu Produk | : | 1000 | $^oC$ | = | 1832,0 | $^oF$ | = | 1273,15 | K |
| Suhu Gas Masuk | : | 1200 | $^oC$ | = | 2192,0 | $^oF$ | = | 1473,15 | K |
| Suhu Gas Keluar | : | 996,61 | $^oC$ | = | 1825,9 | $^oF$ | = | 1269,76 | K |
| Konversi | : | 99,90% | | | | | | | |

**Umpan Masuk Rotary Kiln (RK-01)**

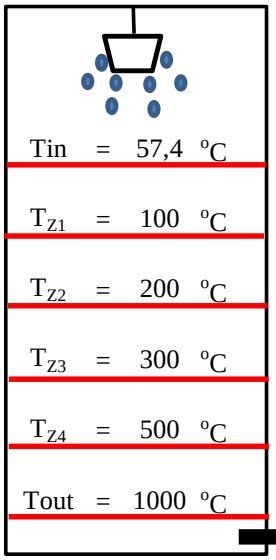
1. Umpan

| Komponen | BM | Input | |
|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77202,147 | 494,886 |
| $Al_2O_3$ | 102 | 0 | 0 |
| AlOOH | 60 | 0 | 0 |
| $H_2O$ | 18 | 1575,554 | 87,531 |
| **Total** | | **78777,701** | **582,416** |

2. Udara Panas (Flue Gas)

| Komponen | BM | Input (Flue Gas) | |
|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam |
| $O_2$ | 32 | 1613,60811 | 50,4252533 |
| $N_2$ | 28 | 21358,167 | 762,791679 |
| $CO_2$ | 44 | 3351,52741 | 76,1710775 |
| $H_2O$ | 18 | 2742,15879 | 152,342155 |
| **Total** | | **29065,461** | **1041,730** |

**Neraca Panas Rotary Kiln (RK-01)**




**First Zone**
Release of adhesive water
**Second Zone**
Sensible heat
**Third Zone**
Gibbsite modifyed into boehmite
**Fouth Zone**
Formation of γ aluminium oxide
**Fifth Zone**
Formation of α aluminium oxide
**Product out**

Untuk menghitung neraca panas pada rotary kiln diperlukan data sebagai berikut:

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $T_{in}$ | = | 57,38 | °C | = | 330,53 | K |
| $T_{out}$ | = | 1000 | °C | = | 1273,15 | K |
| $T_{Z1}$ | = | 100 | °C | = | 373,15 | K |
| $T_{Z2}$ | = | 200 | °C | = | 473,15 | K |
| $T_{Z3}$ | = | 300 | °C | = | 573,15 | K |
| $T_{Z4}$ | = | 500 | °C | = | 773,15 | K |
| P | = | 1 | atm | | | |

**Panas Fluida Masuk**

Diketahui Cp untuk masing-masing komponen dalam rotary kiln sebagai berikut:

| **Komponen** | **Cp (kJ/kmol.K)** |
|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 93,1 |
| $H_2O$ (l) | 75,35 |
| $H_2O$ (g) | 33,6 |
| $Al_2O_3$ | 79,15 |
| AlOOH | 93,1 |

A. Panas Zona 1

$T_{in}$ = 57,38 °C = 330,53 K

$T_{Z1}$ = 100 °C = 373,15 K

$$Q_1 = \int_{330,53}^{373,15} n \times C_p \times dT$$

Panas Sensibel Zona 1

| Komponen | n | ∫Cp.dT | Q1 |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 494,886 | 3967,922 | 1963667,303 |
| $H_2O$ | 87,531 | 3211,417 | 281097,833 |
| **Total** | **582,416** | **7179,339** | **2244765,136** |

Panas Laten Penguapan Air Zona 1

$T_{Z1}$ = 100 °C = 373,15 K

$$H_v = A\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Konstanta panas penguapan (Yaws,1999)

| Komponen | A | Tc (K) | n |
|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 52,053 | 647,13 | 0,321 |

$$Q_1 = n \times H_v$$

| Komponen | n | Hv | Q1 |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | kJ/kmol | (kJ/jam) |
| $H_2O$ | 87,531 | 39,503 | **3457,690** |

Q1 = Q1 sensible heat + Q1 laten heat

= 2248222,826 kJ/jam

B. Panas Zona 2

$T_{Z1}$ = 100 °C = 373,15 K

$T_{Z2}$ = 200 °C = 473,15 K

$$Q_2 = \int_{373,15}^{473,15} n \times C_p \times dT$$

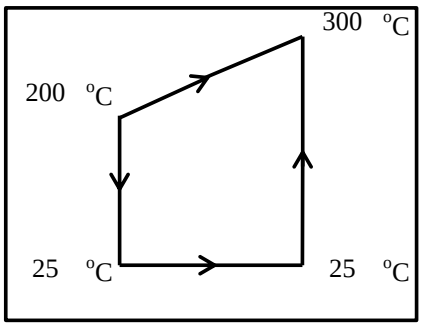
Panas Sensibel Zona 2

| Komponen | n | ∫Cp.dT | Q1 |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 494,886 | 9310,000 | 4607384,569 |
| **Total** | **494,886** | **9310,000** | **4607384,569** |

C. Panas Zona 3

Gibbsite modifyed into boehmite, reaction:

$Al_2O_3.3H_2O \longrightarrow 2AlOOH + 2H_2O$




**Panas Masuk Zona 3**

$T_{Z2}$ = 200 °C = 473,15 K

Tref = 25 °C = 298,15 K

$$\Delta H_R = \int_{473,15}^{298,15} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | Qr |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 494,886 | -16292,500 | -8062922,996 |
| **Total** | **494,886** | **-16292,500** | **-8062922,996** |

**Panas Keluar Zona 3**

$T_{Z3}$ = 300 °C = 573,15 K

Tref = 25 °C = 298,15 K

$$\Delta H_R = \int_{298,15}^{573,15} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | Qp |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| AlOOH | 988,781 | 25602,500 | 25315274,515 |
| $H_2O$ | 988,781 | 9240,000 | 9136339,674 |
| **Total** | **988,781** | **25602,500** | **25315274,515** |

**Panas Reaksi Standar**

Tabel stoikiometri

| kmol/jam | $Al_2O_3.3H_2O$ | AlOOH | $H_2O$ |
|---|---|---|---|
| Mula-mula | 494,886 | 0,000 | 0,000 |
| Bereaksi | 494,391 | 988,781 | 988,781 |
| Sisa | 0,495 | 988,781 | 988,781 |

Tabel nilai ΔHf (Lange's)

| Komponen | ΔHf |
|---|---|
| | kJ/mol |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | -1284 |
| AlOOH | -1502,5 |
| $H_2O$ | -241,826 |

$$\Delta H_R = \Sigma n \Delta H^0_{f\,produk} - \Sigma n \Delta H^0_{f\,reaktan}$$

= 10899593,905 kJ/jam

**Neraca Panas Total**

Neraca panas total : $Q3 = Q_r + \Delta H_{298} + Q_P$

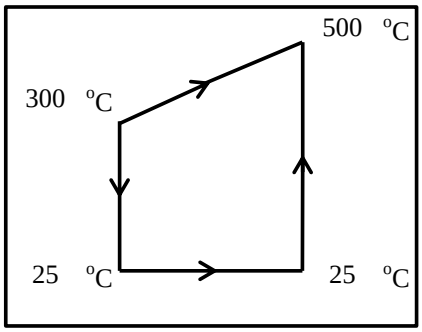
Q3 = -8062922,996 + 10899593,9 + 25315274,51

= 28151945,424 kJ/jam

D. Panas Zona 4

Formation of γ aluminium oxide, reaction:

$2AlOOH \longrightarrow Al_2O_3 + H_2O$




**Panas Masuk Zona 4**

$T_{Z3}$ = 300 °C = 573,15 K

Tref = 25 °C = 298,15 K

$$\Delta H_R = \int_{573,15}^{298} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | Qr |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| AlOOH | 988,781 | -25602,500 | -25315274,515 |
| **Total** | **988,781** | **-25602,500** | **-25315274,515** |

**Panas Keluar Zona 4**

$T_{Z4}$ = 500 °C = 773,15 K

Tref = 25 °C = 298,15 K

$$\Delta H_R = \int_{298,15}^{773,15} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | Qp |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| AlOOH | 0,000 | 44222,500 | 0,000 |
| $Al_2O_3$ | 494,391 | 37596,250 | 18587235,416 |
| $H_2O$ | 494,391 | 15960,000 | 7890475,173 |
| **Total** | **988,781** | **97778,750** | **26477710,589** |

**Panas Reaksi Standar**

Tabel stoikiometri

| kmol/jam | AlOOH | $Al_2O_3$ | $H_2O$ |
|---|---|---|---|
| Mula-mula | 988,781 | 0,000 | 0,000 |
| Bereaksi | 988,781 | 494,391 | 494,391 |
| Sisa | 0,000 | 494,391 | 494,391 |

Tabel nilai ΔHf (Lange's)

| Komponen | ΔHf |
|---|---|
| | kJ/mol |
| AlOOH | -1502,5 |
| $Al_2O_3$ | -1675,7 |
| $H_2O$ | -241,826 |

$$\Delta H_R = \Sigma n \Delta H^0_{f\,produk} - \Sigma n \Delta H^0_{f\,reaktan}$$

= 5376370,049 kJ/jam

**Neraca Panas Total**

Neraca panas total : $Q4 = Q_r + \Delta H_{298} + Q_P$

Q4 = -25315274,515 + 5376370,05 + 26477710,59

= 6538806,124 kJ/jam

E. Panas Zona 5

$T_{Z4}$ = 500 °C = 773,15 K

$T_{out}$ = 1000 °C = 1273,15 K

$$Q_5 = \int_{773,15}^{1273,15} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | Q5 |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 0,495 | 46550,000 | 23036,923 |
| $Al_2O_3$ | 494,391 | 39575,000 | 19565510,964 |
| **Total** | **494,886** | **86125,000** | **19588547,887** |

**Udara Panas**

Neraca massa gas panas total

| Komp | BM | Input = Zona 5 | | Zona 4 | | Zona 3 = Zona 2 | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $O_2$ | 32 | 1613,608 | 50,425 | 1613,608 | 50,425 | 1613,608 | 50,425 |
| $N_2$ | 28 | 21358,167 | 762,792 | 21358,167 | 762,792 | 21358,167 | 762,792 |
| $CO_2$ | 44 | 3351,527 | 76,171 | 3351,527 | 76,171 | 3351,527 | 76,171 |
| $H_2O$ | 18 | 2742,159 | 152,342 | 11641,1909 | 646,733 | 29439,2552 | 1635,51 |
| **Total** | | 29065,461 | 1041,73 | 37964,493 | 1536,12 | 55762,558 | 2524,90 |

| Komp | BM | Zona 1 = Output | |
|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam |
| $O_2$ | 32 | 1613,608 | 50,425 |
| $N_2$ | 28 | 21358,167 | 762,792 |
| $CO_2$ | 44 | 3351,527 | 76,171 |
| $H_2O$ | 18 | 31014,8093 | 1723,04 |
| **Total** | | 57338,112 | 2612,43 |

A. Zona 5

Tg,in = 1200,000 $^oC$

= 1473,150 K

n = 1041,730 kmol/jam

Cp = 83026,717 kJ/kmol.K

Qg,5 = Q5 (panas fluida zona 5)

= n.Cp.dT

= 1041,730 x 83026,717 x ( Tg,4 - 1473,150 )

Tg,4 = 1364,917 K

= 1091,767 $^oC$

B. Zona 4

Tg,4 = 1091,767 $^oC$

= 1364,917 K

n = 1536,121 kmol/jam

Cp = 212180,570 kJ/kmol.K

Qg,4 = Q4 (panas fluida zona 4)

= n.Cp.dT

= 1536,121 x 212180,570 x ( Tg,3 - 1364,91661 )

Tg,3 = 1321,553 K

= 1048,403 $^oC$

C. Zona 3

Tg,3 = 1048,403 $^oC$

= 1321,553 K

n = 2524,902 kmol/jam

Cp = 253890,055 kJ/kmol.K

Qg,3 = Q3 (panas fluida zona 3)

= n.Cp.dT

= 2524,902 x 253890,055 x ( Tg,2 - 1321,553 )

Tg,2 = 1299,905 K

= 1026,755 $^oC$

D. Zona 2

Tg,2 = 1026,755 $^oC$

= 1299,905 K

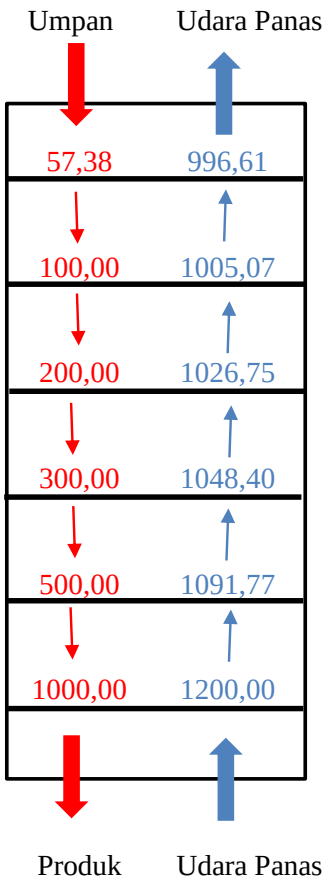
n = 2524,902 kmol/jam

Cp = 272687,357 kJ/kmol.K

Qg,2 = Q2 (panas fluida zona 2)
= n.Cp.dT
= 2524,902 x 272687,357 x ( Tg,1 - 1299,905 )
Tg,1 = 1278,219 K
= 1005,069 $^{o}$C

E. Zona 1
Tg,1 = 1005,069 $^{o}$C
= 1278,219 K
n = 2612,433 kmol/jam
Cp = 290206,368 kJ/kmol.K

Qg,1 = Q1 (panas fluida zona 1)
= n.Cp.dT
= 2612,433 x 290206,368 x ( Tg,out - 1278,219 )
Tg,out = 1269,762 K
= 996,612 $^{o}$C



**Neraca Panas Overall**

| Arus | Masuk | Keluar |
|---|---|---|
| Produk | 2248222,826 | 19588547,887 |
| Gas Panas | 19588547,887 | 2248222,826 |
| **Total** | **21836770,713** | **21836770,713** |

**Neraca Massa Rotary Kiln (RK-01)**

| Komponen | Input | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | Produk | | Gas Panas | |
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 77202,147 | 494,886 | 77,202 | 0,495 | 0 | 0 |
| $Al_2O_3$ | 0 | 0 | 50427,849 | 494,391 | 0 | 0 |
| $H_2O$ (l) | 1575,554 | 87,531 | 0 | 0 | 0 | 0 |
| $O_2$ | 1613,608 | 50,425 | 0 | 0 | 1613,608 | 50,425 |
| $N_2$ | 21358,167 | 762,792 | 0 | 0 | 21358,167 | 762,792 |
| $CO_2$ | 3351,527 | 76,171 | 0 | 0 | 3351,527 | 76,171 |
| $H_2O$ (g) | 2742,159 | 152,342 | 0 | 0 | 31014,809 | 1723,04 |
| **Total** | **107843,163** | **1624,147** | **50505,051** | **494,886** | **57338,112** | **2612,43** |
| **Total** | **107843,163** | | **107843,163** | | | |

**Densitas Komponen Umpan Masuk**

Suhu Umpan Masuk = 57,38 $^oC$ = 331 K

ρ (g/cm3) = A(B^-(1-T/Tc)^n)

Yaws

| Komponen | A | B | n | Tc | Tmin | Tmax | ρ 25°C |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,2857 | 647,13 | 273,16 | 647,13 | 1,027 |

maka,

| Komponen | (1-T/Tc)^n | (B^-(1-T/Tc)^n) | ρ (kg/L) | ρ (kg/$m^3$) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,8153 | 2,8733 | 0,9973 | 997,318 |

Perry's

| Komponen | Specific.Grav | ρ (kg/L) | ρ (kg/$m^3$) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 3,99 | 3,99 | 3990 |

Sehingga,

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (Kg/L) | xi.ρ | Fv (L/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77202,147 | 494,886 | 0,98 | 3,990 | 3,910 | 19348,9091 |
| $H_2O$ | 18 | 1575,554 | 87,531 | 0,02 | 0,997 | 0,020 | 1579,79118 |
| **Total** | | **78777,701** | **582,416** | **1,00** | **4,987** | **3,930** | **20928,7003** |

menghitung Laju Alir Volumetris (Fv)

$$Fv = \frac{\text{Massa (kg/jam)}}{\rho \text{ mix (kg/l)}} = \frac{78777,701}{3,930} = 20044,470 \text{ l/jam}$$

$$= 334,075 \text{ l/menit}$$

**1. Menentukan Dimensi Rotary Kiln**

**Menghitung Diameter dan Panjang Rotary Kiln**

a. Diameter rotary kiln dapat dihitung dengan persamaan:

$$D = \left(\frac{Mc}{\frac{\pi}{4} \times G}\right)^{1/2}$$

(Perry's, ed. 3th, hal. 883)

Dimana,

D = Diameter rotary kiln (m)

Mc = Laju media panas (kg/jam)

G = Rate udara (kg/m$^2$.jam)

Data-data yang diperlukan:

- Laju Media Panas/ Laju Flue Gas

  Mc = 29065,461 kg/jam

- Rate Udara (G)

  Berdasarkan Perry 7th edition hal. 12-55 didapat rate udara pada rotary kiln yaitu 0,5 - 5 kg/m$^2$.s = 1.800 - 18.000 kg/m$^2$.jam

  Maka, diambil G = 8000 kg/m$^2$.jam

Sehingga, diameter rotary kiln dapat dihitung :

$$D = \left(\frac{29065{,}461}{3{,}14/4 \times 8000}\right)^{1/2}$$

= 2,314 m

= 7,592 ft = 91,107 in

Dari tabel 4.10 Ulrich, diketahui range diameter rotary kiln adalah 1-4 m sehingga ukuran diamater **memenuhi standar**.

b. Panjang Rotary Kiln

Berdasarkan tabel 4.10 Ulrich, 1984 hal 132 didapat ratio L/D kiln = 10-40

**TABLE 4-10**

CRITERIA AND DATA FOR THE PRELIMINARY DESIGN OF GAS–SOLIDS CONTACTING EQUIPMENT

| | Type of Gas–Solids Contacting Equipment | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | Mechanically Aided | | | | | | |
| | Tunnel | | Rotary | | | | |
| | Tray (direct) | Through-Circulation (direct) | Dryer (direct) | Dryer or Calciner (indirect) | Kiln or Calciner (direct) | Vacuum (indirect) | Vertical Tower (direct) |
| Range of Common Equipment Sizes | | | | | | | |
| Diameter or width, D (m) | 0.3–4 | 0.3–4 | 1–3 | 1–3 | 1–4 | 0.5–3 | 2–10 |
| Length or height, L (m) | 5–20 | 5–20 | 4–20 | 6–30 | 10–160 | 1.5–12 | 2–20 |
| Length-diameter ratio, L/D | | | 4–6 | 6–10 | 10–40 | 3–4 | 1–2 |
| Other | | | | | | | 6–1800 m² tray area |

Sehingga,

dipilih L/D = 20

L = 20D

Maka, panjang rotary kiln dapat dihitung dengan:

L = 20 D

L = 20 x 2,314 m

L = 46,283 m

= 151,846 ft

Dari tabel 4.10 Ulrich, diketahui range panjang rotary kiln adalah 10-160 m sehingga ukuran panjang **memenuhi standar**.

**Menghitung Volume Rotary Kiln**

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L$$

Dimana,

D = Diameter rotary kiln (m)

L = Panjang rotary kiln (m)

Seingga,

V = 194,564 $m^3$

**Menghitung Luas Penampang Rotary Kiln**

Luas penampang rotary kiln dihitung dengan rumus berikut:

$$A = \frac{1}{4} \times \pi \times D^2$$

dengan,

A = Luas Penampang Rotary Kiln ($m^2$)

D = Diameter Rotary Kiln (m)

Sehingga,

A = 4,204 $m^2$

**Menghitung Tinggi Bahan dalam Rotary Kiln**

Kecepatan Gravitasi (g) = 9,81 m/s

Laju Alir Volumetris = $\frac{20044,470 \text{ l/jam}}{1000}$

= 20,044 $m^3$/jam

Volume Bahan = $\frac{\text{Massa umpan}}{\rho \text{ campuran}}$

= $\frac{78777,701 \text{ kg/jam}}{3,930 \text{ kg/l}}$

= 20044,4702 l/jam

= 20,044 m3/jam

Tinggi bahan dalam rotary kiln dapat dihitung dengan persamaan berikut:

Tinggi Bahan = $\frac{\text{Volume bahan}}{\pi \times D^2/4}$

= $\frac{20,044}{3,14 \times \frac{(2,31)^2}{4}}$

= 4,768 m

Sehingga, didapat tinggi bahan dalam rotary kiln = 4,768 m

**Menghitung Tebal Dinding Rotary Kiln**

**Tebal lapisan fireclay bricks (Lapisan dalam)**

Tebal lapisan fireclay bricks yang umum digunakan adalah sekitar 200-250 mm.

Maka, diambil:

tbricks = 200 mm
= 0,200 m
= 7,874 in

**Tebal lapisan shell (Lapisan luar)**

$$ts = \frac{P \cdot Ri}{f \cdot E - 0{,}6\,P} + C$$

(Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254)

Keterangan :

C = Faktor korosi
Pdesain = Tekanan terukur
ri = Jari-jari dalam *shell*
*f* = *Stress* yang diijinkan
E = Efisiensi sambungan

Maka,

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316
(Browneel and Young, hall 342)

Alasan Pemilihan:

Carbon stell dipilih karena memiliki ketahanan pada suhu tinggi sehingga tidak mudah rusak.

b. Tekanan Perancangan

Tekanan Operasi = 1 atm = 14,70 psia

Tekanan Design = Tekanan Operasi + Tekanan Hidrostatik

Tekanan Hidrostatik dapat dihitung dengan,

P hidrostatik = ρ x h

dimana,

ρ = 3,930 kg/L = 245,351 $lb/ft^3$
h = 4,768 m = 15,644 ft

maka,

P hidrostatik = 245,351 $lb/ft^3$ x 15,644 ft
= 3838,16 $lb/ft^2$
= 26,654 psia

Sehingga,

Tekanan Design = 14,70 psia + 26,654 psia
= 41,35 psia

c. Allowable Stress (f) = 12500
(Brownell and Young, hall 343)

d. Efisiensi Sambungan

Dari tabel 13.2, Brownell and Young dipilih sambungan Single Welded, sehingga:

Efisiensi Sambungan ( E ) = 0,85

e. Faktor Korosi ( C )
Faktor korosi yang diijinkan untuk carbon steel berdasarkan buku Timmerhaus halaman 524 adalah:

$$C = \frac{1}{8} \text{ in} = 0{,}125 \text{ in}$$

f. Jari-jari Reaktor (ri) = (ID+tebal bricks)/2

$$= \frac{99}{2} \text{ in}$$

$$= 49{,}491 \text{ in}$$

Sehingga,
Tebal lapisan luar rotary kiln (shell) dapat dihitung dengan :

$$t_{seel} = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0{,}6\,P} + C$$

$$= \frac{41{,}350 \times 49{,}491}{12.500 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 41{,}350} + 0{,}125$$

$$= 0{,}318 \text{ in}$$

$$= 0{,}008 \text{ m}$$

Maka, diambil tebal kiln standart yaitu 3/8 atau 0,375 in = 0,01 m
(Brownel and Young, hall 88)

**Menghitung Kecepatan Putar Rotary Kiln**

Menghitung Outside Diameter (OD)

OD = Inside Diameter (ID) + Ketebalan Bricks (tbricks) + Ketebalan Shell (ts)
= 91,107 in + 7,874 in + 0,375 in
= 99,356 in
= 2,524 m
= 8,280 ft

Kecepatan Putar Rotary Kiln dapat dihitung dengan,

$$N = \frac{Vp}{\pi \times D}$$

dimana,
N = Kecepatan putar
OD = Outside Diameter (ft)
Vp = Kecepatan Pheriperal (ft/min)
dengan,
OD = 8,280 ft
Vp = 0,25 m/s - 0,5 m/s = 49,213 ft/min - 98,425 ft/min
(perry ed. 7 hal 12-52), maka untuk nilai Vp dipilih = 98,452 ft/min
sehingga,

$$N = \frac{98{,}452 \text{ ft/min}}{3{,}14 \times 8{,}280 \text{ ft}}$$

= 3,787 rpm (kecepatan putar standar untuk RK sekitar (0,25-5 rpm)
Perry 7th ed, hal, 23-60)

**Menghitung Waktu Tinggal Rotary Kiln**

Waktu tinggal ($\Theta$) = $\frac{\text{Hold up}}{\text{Rate Feed}}$

Dalam Perry ed.6 diketahui kisaran hold up sebesar 3%-15% dari rotary kiln.
Diambil asumsi Hold Up 10% dari volume kiln
sehingga dapat dihitung:

hold up = 10% x Volume Rotary Kiln
= 10% x 194,564 $m^3$
= 19,456 $m^3$

Menghitung Rate feed

Rate feed = $\frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho}$
= $\frac{78777,701 \text{ kg/jam}}{3,930 \text{ kg/L}}$
= 20044,4702 L/jam
= 20,044 $m^3$/jam

Maka, waktu tinggal dapat dihitung:

$\Theta$ = $\frac{19,456 \ m^3}{20,044 \ m^3/\text{jam}}$
= 0,971 jam
= 58,240 menit

**Menghitung Slope Kemiringan Rotary Kiln**

$$\Theta = \frac{0,19 \times L}{N \times D \times S}$$

dengan,

$\Theta$ = Waktu tinggal (menit)
L = Panjang Rotary Kiln (ft)
N = Kecepatan Putar Rotary Kiln (rpm)
D = Diameter Rotary Kiln (ft)
S = Slope/kemiringan Rotary Kiln (ft/ft)

dimana,

$\Theta$ = 58 menit
L = 151,846 ft
N = 3,787 rpm
D = 8,280 ft

sehingga,

$$S = \frac{0,19 \times L}{N \times D \times \Theta}$$
$$= \frac{0,19 \times 151,846}{3,787 \times 8,280 \times 58}$$
= 0,0158 ft/ft

Pada Perry menyatakan bahwa slope pada rotary kiln adalan 1/4 in/ft sampai 3,4 in/ft
Maka diambil slope pada standart rotary kiln yaitu 3/4 in/ft (0,0625 ft/ft)
dapat diketahui derajat kemiringan yaitu:

$$\text{tg a} = 0{,}0625$$

$$a = \frac{\text{tg}}{\pi} \times 180$$

$$= \frac{0{,}0625}{3{,}14} \times 180$$

$$= 3{,}583 \text{ derajat}$$

**2. Menentukan Dimensi dan jenis bricks dan shell**

Lapisan dalam shell rotary kiln digunakan fireclay bricks didapat data sebagai berikut:

| | | |
|---|---|---|
| Rough iron plate | 66 | 0.929 |
| Black lacquered plate | 66 | 0.944 |
| Plaster, rough lime | 50–190 | 0.91 |
| Porcelain, glazed | 72 | 0.924 |
| Quartz, rough, fused | 70 | 0.932 |
| Refractory materials, 40 different | 1110–1830 | |
| Poor radiators | ..... | 0.65, 0.70 – 0.75 |
| Good radiators | ..... | 0.80, 0.85 – 0.85, 0.90 |
| Roofing paper | 69 | 0.91 |

(Kern, tabel 4.1. Hal.73)

$K_1$ = 0,9 W/m.K

Emissivity = 0,85

Density = 1800 $kg/m^3$

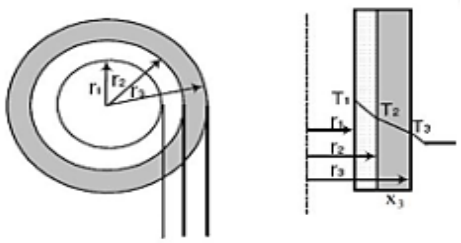
Bahan shell kiln yang digunakan untuk menutupi fireclay bricks yaitu Carbon Steel SA 240 Grade M type 316, sehingga didapat data sbb:

$K_2$ = 12,4 $Btu/h.ft^2.F/ft$ = 0,144 W/m.K

Emissivity = 0,79

**3. Perpindahan Panas Pada Rotary Kiln Berisolator**

Skema Perpindahan Panas




Keterangan:

$Q_1$ = Perpindahan panas konveksi dari fluida dalam reaktor ke dinding bricks

$Q_2$ = Perpindahan panas konveksi dari dinding bricks dalam ke dinding bricks luar

$Q_3$ = Perpindahan panas konveksi dari dinding bricks luar ke shell

$Q_4$ = Perpindahan panas konveksi dari shell ke lingkungan

$r_1$ = Jari-jari dari tengah ruang kiln ke dinding dalam bricks

$r_2$ = Jari-jari dari tengah ruang kiln ke dinding luar bricks

$r_3$ = Jari-jari dari tengah ruang kiln ke dinding luar shell

$T_1$ = Suhu bricks bagian dalam

$T_2$ = Suhu bricks bagian luar
$T_3$ = Suhu selimut bagian luar shell
$K_1$ = Konstanta perpindahan panas bricks kiln
$K_2$ = Konstanta perpindahan panas shell kilm

Asumsi Perhitungan:
- Suhu lingkungan sekitar rotary kiln = 30 $^oC$
- Perpindahan panas steady state ($Q_1=Q_2=Q_3=Q_4$)
- Suhu dinding bagian dalam beroperasi pada suhu = 1000 $^oC$

**Menghitung Nilai $r_1$**

$$r_1 = \frac{ID}{2}$$
$$= \frac{2{,}31}{2} \text{ m}$$
$$= 1{,}16 \text{ m}$$

**Menghitung Nilai $r_2$**

$$r_2 = \frac{ID+Tebal\ briks}{2}$$
$$= \frac{2{,}51}{2} \text{ m}$$
$$= 1{,}257 \text{ m}$$

**Menghitung Nilai $r_3$**

$$r_3 = \frac{OD}{2}$$
$$= \frac{2{,}52}{2} \text{ m}$$
$$= 1{,}262 \text{ m}$$

**Menghitung Suhu Shell ($T_3$)**

$$\frac{Q}{A_{sun}} \times \alpha_{sun} = \alpha_{lowtemp} \times \sigma \left( {T_3}^4 - {T_{lingkungan}}^4 \right)$$

Dengan
$Q/A_{sun}$ = Nilai Perpindahan Panas Matahari Radiasi ($W/m^2$)
$\alpha_{sun}$ = Absorpsivitas panas bahan terhadap radiasi matahari
$\alpha_{lowtemp}$ = Absorpsivitas pabas bahan terhadap radiasi pada 25$^oC$
sigma = Konstanta Bolzman ($W/m^2.K$)
$T_3$ = Suhu shell bagian luar (K)
$T_{lingkungan}$ = Suhu lingkungan (K)

dimana,

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| $Q/A_{sun}$ | = | 400 | $W/m^2$ | (Holman, 1986, hal 460) |
| $\alpha_{sun}$ | = | 0,2 | | (Holman, 1986, tabel 8.3. hal 461) |
| $\alpha_{lowtemp}$ | = | 0,93 | | (Holman, 1986, tabel 8.3. hal 461) |
| sigma | = | 0,000000056 | $W/m^2.K$ | (Holman, 1986, hal 464) |

$T_{lingkungan}$ = 303 K

Sehingga,

$T_3$ = 315,951 K

= 315,951 - 273,15

= 42,801 $^oC$

**Menghitung Konstantan Panas Radiasi**

$$\frac{Q}{A} = \varepsilon \times \sigma\left({T_1}^4 - {T_2}^4\right)$$

$$Q = hr \times A(T_1 - T_2)$$

Disubtitusikan menjadi sebagai berikut:

$$hr = \frac{\varepsilon \times \sigma\left({T_3}^4 - {T_{ling}}^4\right)}{\left(T_3 - T_{ling}\right)}$$

Dengan,

ε = Emisivitas shell

sigma = Konstanta Bolzman (W/$m^2$.K)

$T_3$ = Suhu shell bagian luar (K)

$T_{ling}$ = Suhu lingkungan (K)

hr = konstanta panas radiasi (w/$m^2$.K)

dimana,

ε = 0,79

sigma = 0,000000056 W/$m^2$.K

$T_3$ = 315,951 K

$T_{ling}$ = 303 K

Sehingga,

hr = 5,247 W/$m^2$.K

**Menghitung Konstanta Perpindahan Panas Konveksi (hc)**

Pada suhu (T=303k) sifat udara adalah:

ρ = 1,167 kg/$m^3$

Cp = 1,005 kJ/kg.$m^3$

μ = 0,000018 kg/m.s

k = 0,026 W/m.K = 0,000026 kJ/m.s.K (Konstanta Perpan)

β = 0,003 l/K

- Menghitung Bilangan Prandlt

$$N_{Pr} = \frac{Cp \times \mu}{k}$$ (Geankopolis,1998,per 4.5-6, hal.238)

Sehingga,

$$Npr = \frac{1,005 \text{ x } 0,000018}{0,000026}$$

= 0,696

- Menghitung Bilangan Grashof

$$N_{Gr} = \frac{L^3 \times \rho^2 \times g \times \beta \times \Delta T}{\mu^2}$$

dimana,

L = 46,283 m

ΔT = $T_3$ - $T_{ling}$

= 315,951 - 303

= 12,951 K

g = 9,8 $m/s^2$

Sehingga,

Ngr = 1,58667E+14

TABLE 4.7-2. *Simplified Equations for Natural Convection from Various Surfaces*

| Physical Geometry | $N_{Gr}N_{Pr}$ | Equation: $h = btu/h \cdot ft^2 \cdot °F$, $L = ft$, $\Delta T = °F$, $D = ft$ | Equation: $h = W/m^2 \cdot K$, $L = m$, $\Delta T = K$, $D = m$ | Ref. |
|---|---|---|---|---|
| Air at 101.32 kPa (1 atm) abs pressure | | | | |
| Vertical planes and cylinders | $10^4$–$10^9$ | $h = 0.28(\Delta T/L)^{1/4}$ | $h = 1.37(\Delta T/L)^{1/4}$ | (P1) |
| | $>10^9$ | $h = 0.18(\Delta T)^{1/3}$ | $h = 1.24\ \Delta T^{1/3}$ | (P1) |
| Horizontal cylinders | $10^3$–$10^9$ | $h = 0.27(\Delta T/D)^{1/4}$ | $h = 1.32(\Delta T/D)^{1/4}$ | (M1) |
| | $>10^9$ | $h = 0.18(\Delta T)^{1/3}$ | $h = 1.24\ \Delta T^{1/3}$ | (M1) |
| Horizontal plates | | | | |
| Heated plate facing | $10^5$–$2 \times 10^7$ | $h = 0.27(\Delta T/L)^{1/4}$ | $h = 1.32(\Delta T/L)^{1/4}$ | (M1) |

Berdasarkan tabel 4.7-2 dari perhitungan diatas, didapat nilai bilangan parndlt dikali bilangan Grashof lebih besar dari $10^9$ maka koefisien perpindahan panas konveksi shell kiln ke lingkungan dihitung dengan persamaan:

Hc = 1,24 x $\Delta T^{1/3}$ (Geankoplis, 1998, hal 256)

Sehingga,

Hc = 2,912 $W/m^2.K$

**Menghitung Panas yang Hilang ke Lingkungan ($Q_4$)**

Q = ha x A x ΔT

dimana,

ha = hr + hc

Dengan mensubstitusi persamaan diatas didapat nilai $Q_4$ dengan persamaan berikut:

$$Q_4 = (h_r + h_c) \times 2\pi \times r_3 \times L \times (T_3 - T_{ling})$$

Sehingga,

$Q_4$ = 30713,094 $r_3$ .J/s

= 30713,094 x 1,26

= 38754,6131 J.m/s

**Menghitung Perpindahan Panas pada bricks ($Q_2$)**

$$Q = \frac{(T_1 - T_2)}{R}$$

$$R = \frac{(r_2 - r_1)}{k.A}$$

Dengan mensubstitusi persamaan diatas , nilai $Q_2$ docari dengan persamaan berikut:

$$Q_2 = \frac{(T_1 - T_2)K_1 \times 2 \times \pi \times r_2 \times L}{(r_2 - r_1)}$$

(Geankoplis, 1998, per4.2-9 dan 4.2-12, hal 221)

Keadaan steady state, sehingga $Q_1=Q_2=Q_3=Q_4$. Maka $Q_2=Q_4$,

$$30713{,}094\ r_3 = \frac{0{,}9 \times 2 \times 3{,}14 \times 1{,}26 \times 46{,}28}{1{,}26 - 1{,}16} \times (T_1-T_2)$$

$$30713{,}094\ r_3 = 3288{,}344 \times (1273{,}15 - T_2)$$

$$T_2 = 1273{,}15 - \frac{30713{,}094\ r_3}{3288{,}344}$$

$$T_2 = 1273{,}15 - 11{,}785\ r_3$$
$$= 1273{,}15 - (11{,}785 \times 1{,}26)$$
$$= 1273{,}15 - 14{,}871$$
$$= 1258{,}28\ K$$
$$= 985{,}129\ ^oC$$

**4. Menentukan Flight Rotary Kiln**

- Menghitung jumlah flight

  Jumlah flight = 2,4D - 3,0D (D=ft) (Perry, hal 12-56)
  maka, dipilih = 2,5D
  Sehingga,
  Jumlah flight = 2,5 x 7,592 ft
  = 19 buah dalam satu lingkaran rotary kiln

- Menghitung tinggi flight

  Tinggi flight $= \frac{D}{8} - \frac{D}{12}$ (D=m) (Perry, hal 12-56)
  maka dipilih = D/8
  Sehingga,
  Tinggi flight $= \frac{2{,}314}{8}$
  = 0,289 m

- Menghitung diameter flight

  Diameter flight = 0,3 - 3,0 m (Perry, hal 12-56)
  maka dipilih = 0,3 m

- Menghitung jarak flight

  Jarak flight $= \frac{\text{keliling lingkaran}}{\text{jumlah flight}}$

  Dimana
  Keliling lingkaran = π x D
  = 3,14 x 2,314 m
  = 7,266 m

Sehingga,

Jarak antar flight = $\frac{7{,}266}{19}$ m

= 0,383 m

**5. Perancangan Penggerak Rotary Kiln**

Rotary kiln dipasang pada sudut kemiringan 3,583$^{o}$ terhadap horizontal dan berputar pada bearing. Untuk penggerak dari kiln digunakan gear drive yaitu suatu gigi (gear) yang digerakkan oleh pinion, sedangkan pinion itu sendiri digerakkan oleh motor.

**Menentukan Dimensi Gear Penggerak**

a. Menentukan Jumlah Gigi Gear

Untuk menghitung julah gigi gear digunakan persamaan hubungan antara pitch diameter dari gear dan pinion pitch:

$$D_g = \frac{n_g \times P_c}{\pi}$$ (Hesse, per. 15-1 hal. 420)

$$D_g = \frac{n_g}{P_d}$$ (Hesse, per. 15-2 hal. 420)

Dengan,

Dg = Diameter gear
Pc = Circular pitch
ng = Jumlah gigi dari gear
Pd = Rasio dari jumlah gigi dalam gear terhadap pitch diameter.

Range dari circular pitch (Pc) berdasarkan Hesse, hal. 420 adalah 1,75-2 in. maka diambil Pc = 2 in. Hubungan antara circular pitch dan diameter pitch adalah:

$$\pi = P_c \times P_d$$ (Hesse, per. 15-3 hal. 421)

maka,

$$Pd = \frac{\pi}{Pc}$$

$$= \frac{3{,}14}{2}$$

= 1,57 in = 0,13 ft

Diambil diameter gear dari spur gear komersial yang lebih besar dari diameter rotary kiln = 10 ft = 120 in = 3,05 m

Sehingga, jumlah gigi gear dapat dihitung:

ng = Dg x Pd
= 120 x 1,57
= 188,4
= 188 buah

b. Menentukan putaran pinion

Untuk menghitung jumlah gigi pinion (np) digunakan persamaan:

$$np = \frac{2}{5} \times Ng$$

$$= \frac{2}{5} \text{ x } 188$$

$$= 75 \text{ buah}$$

Maka diameter dari pinion didapat dari persamaan:

$$Dp = \frac{np \text{ x } Pc}{\pi}$$ (Hesse, per. 15-1 hal. 420)

$$= \frac{75{,}2 \text{ x } 2}{3{,}14} \text{ in}$$

$$= 47{,}9 \text{ in} = 1{,}22 \text{ m}$$

$$= 3{,}99 \text{ ft}$$

Sehingga, kecepatan putaran pinion (gear drive) dihitung dengan persamaan:

$$Np = \frac{Dg}{Dp} \text{ x } Ng$$

dimana,

Np = Putaran pinion (gear drive)
Ng = Putaran gear = Putaran shell RK = 3,79 rpm
Dg = Diameter gear
Dp = Diameter pinion

maka,

$$Np = \frac{120 \text{ in}}{47{,}9 \text{ in}} \text{ x } 3{,}79 \text{ rpm}$$

$$= 9{,}487 \text{ rpm}$$

c. Menentukan Pitch Line Velocity dari Gear dan Pinion (Vm)

Untuk menghitung pitch line velocity dari gear digunakan persamaan:

$$Vm \text{ gear} = \frac{\pi \text{ x } ng \text{ x } Ng}{12 \text{ x } Pd}$$ (Hesse, hal. 433)

dimana,

Vm = Pitch line velocity Gear (ft/min)
ng = Jumlah gigi dari gear
Ng = Putaran Gear
Pd = Rasio jumlah gigi gear terhadap pitch diameter

sehingga,

$$Vm \text{ gear} = \frac{3{,}14 \text{ x } 188 \text{ x } 3{,}79}{12 \text{ x } 1{,}57}$$

$$= 118{,}655 \text{ ft/min}$$

Untuk menghitung pitch line velocity dari piniom digunakan persamaan:

$$Vm \text{ pin} = \frac{\pi \text{ x } np \text{ x } Np}{12 \text{ x } Pd}$$

dimana,

Vm = Pitch line velocity pinion (ft/min)
np = Jumlah gigi dari pinion
Np = Putaran pinion
Pd = Rasio jumlah gigi pinion terhadap pitch diameter

sehinga,

$$\text{Vm pin} = \frac{3{,}14 \times 75{,}2 \times 9{,}5}{12 \times 1{,}57}$$

$$= 118{,}908 \text{ ft/min}$$

d. Menentukan Safe Strength Gear dan Pinion

Untuk menghitung safe strenght Gear dan pinion digunakan persamaan berikut:

$$Fs = \frac{S \times K \times b \times Y}{Pd}$$ (Hesse, per. 15-15 hal. 431)

dimana,

Fs = Safe strenght (lb)
S = Allowable stress (psi)
K = Faktor kecepatan
b = Lebar permukaan pinion dan gear (in)
Y = Faktor permukaan pinion dan gear
Pd = Rasio jumlah gigi terhadap pitch diameter (in)

Data-data perhitungan:

- Bahan konstruksi pinion dan gear adalah cast iron, maka allowable stress (s) = 8000 psi

  (Hesse, tabel 15-1 hal. 430)
- Untuk metalic gearing dengan pitch line velocity < 1000 ft/min mempunyai faktor kecepatan (K) dengan persamaan:

  $$K = \frac{600}{600 + Vm}$$ (Hesse, per. 15-13 hal. 431)

  Maka,

  Faktor kecepatan Gear (Kg):

  $$Kg = \frac{600}{600 + 118{,}655}$$

  $$= 0{,}8349$$

  Faktor kecepatan Pinion (Kp):

  $$Kp = \frac{600}{600 + 118{,}908}$$

  $$= 0{,}8346$$
- Lebar permukaan pinion dan gear

  Berdasarkan Hesse hal. 431 lebar permukaan (b) berkisar 9,5./Pd - 12,5/Pd

  Maka diambil $b = \frac{12{,}5}{Pd}$

  $$= \frac{12{,}5}{1{,}57}$$

  $$= 7{,}96 \text{ in} = 0{,}2 \text{ m}$$
- Faktor permukaan gigi (Y)length

  Untuk faktor permukaan gigi (Y) gear dan pinion digunakan persamaan untuk $20^o$ full length involute gear (Hesse pers. 15.10 hal. 430) sebagai berikut:

  Untuk gear dengan jumlah gigi (ng) = 188 buah, maka

$$Yg = 0{,}484 - \frac{2{,}85}{ng}$$

$$= 0{,}484 - \frac{2{,}85}{188}$$

$$= 0{,}469$$

Untuk pinion dengan jumlah gigi (np) = 75,2 buah, maka

$$Yp = 0{,}484 - \frac{2{,}85}{np}$$

$$= 0{,}484 - \frac{2{,}85}{75}$$

$$= 0{,}446$$

Sehingga,

Safe strength gear (Fsg) :

$$Fsg = \frac{8000 \times 0{,}8349 \times 7{,}962 \times 0{,}469}{1{,}57}$$

$$= 15880{,}2176 \text{ lb}$$

Safe strength pinion (Fsp) :

$$Fsp = \frac{8000 \times 0{,}8346 \times 7{,}962 \times 0{,}446}{1{,}57}$$

$$= 15104{,}7005 \text{ lb}$$

e. Menentukan Tenaga yang ditransimisikan oleh Gear Drive

Digunakan Persamaan berikut:

$$Hp = \frac{Fs \times Vm}{33000}$$ (Hesse, per. 15-13 hal. 430)

Sehingga,

$$Hp\ Gear = \frac{15880{,}2176 \times 118{,}655}{33000}$$

$$= 57{,}099 \text{ hp}$$

$$Hp\ pin = \frac{15104{,}7005 \times 118{,}908}{33000}$$

$$= 54{,}426 \text{ hp}$$

**Menentukan Batas Pemakaian Muatan Gear Drive**

Persamaan yang digunakan adalah:

$$Fw = Dp \times b \times Q \times W$$

dimana,

Fw = Batas muatan (lb)
Dp = Diameter pinion (in)
b = Lebar permukaan pinion (in)
Q = Faktor perbandingan kecepatan
W = Konstanta kombinasi material

Data-data yang diperlukan:

$$Q = \frac{2 \times ng}{ng + np}$$ (Hesse, per. 15-17 hal. 432)

$$= \frac{2 \times 188}{188 + 75{,}2}$$

$$= 1{,}429$$

W = 150 (Hesse, tabel 15-2 hal. 432)

Sehingga, dapat dihitung:

Fw = 47,898 x 7,962 x 1,429 x 150

= 81718,760 lb

**Menghitung Berat Beban Total (W)**

Bahan konstruksi lapisan luar adalah Carbon steel, densitas = 7833 kg/m$^3$

Bahan konstruksi lapisan dalam adalah fireclay bricks kiln , ρ = 1800 kg/m$^3$

Bahan konstruksi gear dan pinion adalah cast iron, densitas = 7208 kg/m$^3$

- Massa bricks rotary kiln ($W_1$)

$$W_1 = \frac{\pi}{4} \times (OD^2 - ID^2) \times L \times \rho$$

Dimana,

OD = Diameter luar bricks = 2,51 m

ID = Diameter dalam kiln = 2,31 m

L = panjang kiln = 46,28 m

ρ = Densitas bricks = 1800 kg/m$^3$

Sehingga,

$W_1$ = 63150,998 kg

- Massa 2 tutup kiln ($W_2$)

$$W_2 = \frac{\pi}{4} \times (OD^2 - ID^2) \times ts \times \rho$$

Dimana,

OD = Diameter luar kiln = 2,52 m

ID = Diameter dalam kiln = 2,31 m

ts = tebal kiln = 0,01 m

ρ = Densitas carbon steel = 7833 kg/m$^3$

Sehingga,

$W_2$ = 118,734 kg

- Massa shell Kiln ($W_3$)

$$W_3 = \frac{\pi}{4} \times \left(\left(2x{r_3}^2\right) - OD^2\right) \times L \times \rho$$

Dimana,

OD = Diameter luar kiln = 2,52 m

$r_3$ = Jari-jari dari tengah kiln ke dinding luar shell kiln = 1,26 m

L = panjang kiln = 46,28 m

ρ = Densitas carbon stell = 7833 kg/m$^3$

Sehingga,

$W_3$ = 5244,93 kg

- Massa flight ($W_4$)

$$W_4 = n \times L \times h \times t \times \rho$$

Dimana,

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| n | = | Jumlah flight | = | 18,981 | buah |
| L | = | Tinggi flight | = | 0,289 | m |
| h | = | Jarak antar flight | = | 0,383 | m |
| t | = | Tebal flight | = | 0,008 | m |
| ρ | = | Densitas steel | = | 7833 | kg/m$^3$ |

Sehingga,

$W_4$ = 133,01 kg

- Massa Gear ($W_5$)

$$W_5 = \frac{\pi}{4} \times \left(Dg^2 - \left(2xr_3{}^2\right)\right) \times b \times \rho$$

Dimana,

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Dg | = | Diameter gear | = | 3,05 | m |
| $r_3$ | = | Jari-jari dari tengah kiln ke dinding luar shell | = | 1,26 | m |
| b | = | Lebar Permukaan gear | = | 0,20 | m |
| ρ | = | Densitas cast iron | = | 7208 | kg/m$^3$ |

Sehingga,

$W_5$ = 3342,96 kg

- Berat Riding Ring ($W_6$)

$$W_6 = 2 \times \frac{\pi}{4} \times \left(Dr^2 - \left(2xr_3{}^2\right)\right) \times b \times \rho$$

Dimana,

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Dr | = | Diameter Kiln + 2 | = | 5,66 | m |
| $r_3$ | = | Jari-jari dari tengah kiln ke dinding luar isolator | = | 1,26 | m |
| b | = | Lebar Permukaan gear | = | 0,20 | m |
| ρ | = | Densitas cast iron | = | 7208 | kg/m$^3$ |

Sehingga,

$W_6$ = 58659,35 kg

- Massa Material ($W_7$)

$W_7$ = Laju Umpan Masuk x Waktu tinggal

Dimana,

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju Umpan masuk | = | 78777,701 | kg/jam |
| Waktu Tinggal | = | 0,971 | Jam |

Sehingga,

$W_7$ = 76466,48 kg

Maka, dapat dihitung berat beban total (W) =

W = $W_1$ + $W_2$ + $W_3$ + $W_4$ + $W_5$ + $W_6$ + $W_7$

= 207116,461 kg

= 207,116 ton

**Menghitung Tenaga yang Dibutuhkan Untuk Memutar Rotary Kiln**

Menggunakan persamaan:

$$bph = \frac{N(4{,}75\ dw + 0{,}1925\ DW + 0{,}33\ W)}{100.000}$$

(Perry's ed 7th, hal 12-60)

Dimana

| | | |
|---|---|---|
| bph | = | Brake Horsepower Required ( 1bph = 0,75 kW) |
| N | = | Putaran Rotary Kiln (rpm) |
| d | = | Diameter Kiln (ft) |
| w | = | Berat material (lb) |
| D | = | Diameter Riding Ring (ft) |
| W | = | Berat Beban Total (lb) |

dengan,

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| N | = | 3,787 | rpm | | | |
| d | = | 5,047 | m | = | 16,559 | ft |
| w | = | 76466,48 | kg | = | 168608,5964 | lb |
| D | = | 5,66 | m | = | 19 | ft |
| W | = | 207116,461 | kg | = | 456691,7971 | lb |

Sehingga,

| | | | |
|---|---|---|---|
| bph | = | 288,473 | |
| | = | 288,473 | x 0,75 |
| | = | 216,355 | kW |
| | = | 297,704 | hP |

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: $^1/_2$, $^3/_4$, 1, 1 $^1/_2$, 2, 3, 5, 7 $^1/_2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Digunakan motor standar = 300 hP

## KESIMPULAN ROTARY KILN (RK-01)

**Fungsi** : Dekomposisi $Al_2O_3.3H_2O$ menjadi $Al_2O_3$ dan $H_2O$
**Jenis** : Direct Counter-Current Rotary Kiln

**Kondisi Operasi Rotary Kiln**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm |
| T umpan masuk | : | 57,38 | $^oC$ |
| T produk | : | 1000 | $^oC$ |
| T gas panas masuk | : | 1200 | $^oC$ |
| T gas panas keluar | : | 996,61 | $^oC$ |

**Spesifikasi Rotary Kiln**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan Konstruksi | : | Carbon Steel SA 240 Grade M type 316 | |
| Diameter Dalam (ID) | : | 2,314 | m |
| Panjang | : | 46,283 | m |
| Tebal Shell | : | 0,008 | m |
| Lapisan Dalam shell | : | Fireclay Bricks | |
| Kecepatan Putaran | : | 3,787 | rpm |
| Waktu Tinggal | : | 0,971 | jam |
| Sudut Kemiringan | : | 3,583 | derajat |

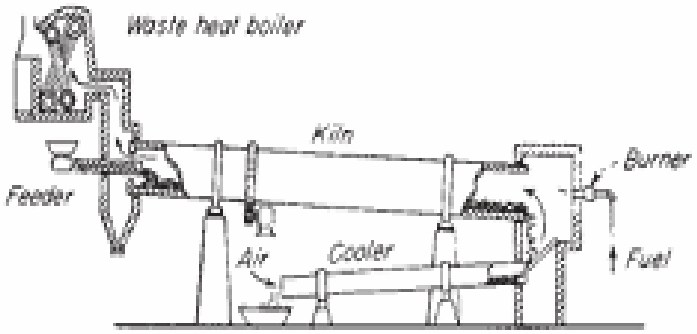
**Spesifikasi Penggerak Untuk Memutar Rotary Kiln**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| a. | Nama | : | Gear | |
| | Bahan Konstruksi | : | Cast Iron | |
| | Diameter | : | 3,048 | m |
| | Jumlah Gigi | : | 188 | buah |
| | Pitch Velocity | : | 118,655 | ft/min |
| | Safe strength | : | 15880,218 | lb |
| b. | Nama | : | Pinion | |
| | Bahan Konstruksi | : | Cast Iron | |
| | Diameter | : | 1,217 | m |
| | Jumlah Gigi | : | 75,2 | buah |
| | Pitch Velocity | : | 118,908 | ft/min |
| | Safe strength | : | 15104,701 | lb |
| c. | Nama | : | Riding Ring | |
| | Bahan Konstruksi | : | Cast Iron | |
| | Diameter | : | 5,657 | m |

**Tenaga yang dibutukan** : 300 hP

**ROTARY COOLER**
**(RC-01)**

**Fungsi** : Mendinginkan produk padatan $Al_2O_3$ yang keluar dari rotary kiln
**Jenis** : Direct Counter-Current Rotary Cooler
**Jumlah** : 1 Unit




**Kondisi Operasi**

| | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm | | | | | | |
| Suhu Feed | : | 1000 | $^oC$ | = | 1832,0 | $^oF$ | = | 1273,15 | K |
| Suhu Produk | : | 50 | $^oC$ | = | 122,0 | $^oF$ | = | 323,15 | K |
| Suhu Udara Masuk | : | 30 | $^oC$ | = | 86,0 | $^oF$ | = | 303,15 | K |
| Suhu Udara Keluar | : | 311,113 | $^oC$ | = | 592,0 | $^oF$ | = | 584,263 | K |

**Neraca Massa Rotary Cooler (RC-01)**

| **Komponen** | **BM** | **Input** | | **Output** | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | **kg/jam** | **kmol/jam** | **kg/jam** | **kmol/jam** |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77,202 | 0,495 | 77,202 | 0,495 |
| $Al_2O_3$ | 102 | 50427,849 | 494,391 | 50427,849 | 494,391 |
| **Total** | | **50505,051** | **494,886** | **50505,051** | **494,886** |

**Neraca Panas Rotary Cooler (RC-01)**

Diketahui Cp untuk masing-masing komponen padat berikut:

| Komponen | Cp (kJ/kmol.K) |
|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 93,1 |
| $Al_2O_3$ | 79,15 |

Diketahui Cp untuk udara masuk berikut:

| Komponen | Cp gas = $A+BT+CT^2+DT^3+ET^4$(kJ/kmol.K) | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | A | B | C | D | E |
| $O_2$ | 29.526 | -8,90E+01 | 3,81E-01 | -3,26E-04 | 8,86E-08 |
| $N_2$ | 29.342 | -3,54E+01 | 1,01E-01 | -4,31E-05 | 2,59E-09 |

**Neraca Panas Masuk**

Tin = 1000 ˚C = 1273,2 K

Tref = 25 ˚C = 298 K

| Komponen | n | ∫Cp.dT | H |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 0,495 | 90786,465 | 44928,911 |
| $Al_2O_3$ | 494,391 | 77183,123 | 38158616,033 |
| Total | 494,886 | 167969,588 | 38203544,944 |

**Neraca Panas Keluar**

Tout = 50 ˚C = 323 K

Tref = 25 ˚C = 298 K

| Komponen | n | ∫Cp.dT | H |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 50,000 | 2341,465 | 117073,250 |
| $Al_2O_3$ | 311,113 | 1990,623 | 619308,634 |
| Total | 361,113 | 4332,088 | 736381,884 |

Suhu udara masuk = 30 $^oC$ = 86 $^oF$

Relatif humadity = 70%

Humadity udara masuk = 0,00417 lb $H_2O$/lb udara kering

Perhitungan suhu wet bulb:

Asumsi: Suhu wet bulb = 1174,99 $^oF$ = 634,994 $^oC$

Dengan menggubakan persamaan berikut

$$Ww - Wg = \frac{hg}{29 \times \lambda \times kg \times P}(tw - tg)$$

Keterangan:

hg = Heat trasnfer coeficcient dari udara ke permukaan

tg = Suhu udara dingin masuk rotary cooler

tw = suhu wet bulb

kg = Mass transfer coeficient dari permukaan ke udara

P = Tekanan operasi

λw = Panas laten udara

Dari Humidity Chart, Mc.Cabe 3rd ed hal: 748)

tw = 1174,99 $^oF$ Ww = 0,29409 lb $H_2O$/lb udara kering

tg = 86 $^oF$ Wg = 0,00417 lb $H_2O$/lb udara kering

Sehingga,

Ww - Wg = 0,2899 lb $H_2O$/lb udara kering

Dari Badger hal 384, diketahui:

Untuk kandungan air dalam uap, hg / (29 x λ x kg x P) = 0,26 (Smith, tabel F-3)

Panas laten udara, λw = 976,6 btu/lb

Pembuktian,

$$Ww - Wg = \frac{hg\,(tw - tg))}{29\ x\ kg\ x\ P\ x\ \lambda w}$$

$$= 0{,}2899$$

Jadi asumsi tw = 1174,99 $^oF$ (Benar)

Perhitungan suhu udara keluar:

$$NTU = ln\left(\frac{tg1 - tw}{tg2 - tw}\right)$$ (Badger, hal 508)

Keterngan:

NTU = Total number of transfer unit (1,5 - 2), diambil = 1,5

tg1 = Suhu udara masuk ($^oF$)

tg2 = Suhu udara keluar ($^oF$)

Maka,

tg2 = 592,003 $^oF$

= 311,113 $^oC$

= 584,263 K

**Neraca Panas Total**

H bahan masuk + H udara masuk = H bahan keluar + H udara keluar

38203544,944 + n.Cp udara masuk = 736381,884 + n.Cp udara keluar

$$\text{n udara} = \frac{38203544{,}944 - 736381{,}884}{\text{Cp udara keluar - Cp udara masuk}}$$

Menghitung Cp udara

T Udara Masuk = 303,15 K

T Udara Keluar = 584,263 K

Maka,

| Komponen | Cp in (kJ.kmol.K) | Cp out (kJ.kmol.K) |
|---|---|---|
| $O_2$ | 29202,276 | 52776,614 |
| $N_2$ | 26692,557 | 34760,682 |
| Total | 55894,833 | 87537,296 |

Sehingga,

$$\text{n udara} = \frac{38203544{,}944 - 736381{,}884}{87537{,}296 - 55894{,}833}$$

= 1184,079 kmol/jam

= 34148,826 kg/jam

| Komponen | Q in (kJ/jam) | Q out (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Udara | 66183874,397 | 103651037,457 |

| **Parameter** | **Masuk** | **Keluar** |
|---|---|---|
| Umpan | 38203544,944 | |
| Udara Masuk | 66183874,397 | |
| Produk | | 736381,884 |
| Udara Keluar | | 103651037,457 |
| **Total** | **104387419,341** | **104387419,341** |

**Densitas Komponen Umpan Masuk**

Suhu Umpan Masuk = 1000 $^{o}$C = 1273 K

| Komponen | ρ (kg/L) | ρ (kg/m3) |
|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 3,99 | 3990 |
| $Al_2O_3$ | 14,965 | 14965 |

Sehingga,

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (Kg/L) | xi.ρ | Fv (L/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77,202 | 0,495 | #### | 3,990 | 0,006 | 19,349 |
| $Al_2O_3$ | 102 | 50427,849 | 494,391 | #### | 14,965 | 14,942 | 3369,719 |
| **Total** | | **50505,051** | **494,886** | **1,00** | **18,955** | **14,948** | **3389,068** |

**1. Menentukan Dimensi Rotary Cooler**

**Menghitung Diameter Rotary Cooler**

Diameter rotary kiln dapat dihitung dengan persamaan:

$$D = \left(\frac{Mc}{\frac{\pi}{4} \times G}\right)^{1/2}$$

(Perry's, ed. 3th, hal. 883)

Dimana,

D = Diameter rotary kiln (m)

Mc = Laju media pendingin/udara (kg/jam)

G = Rate udara (kg/m$^2$.jam)

Data yang diperlukan,

- Laju media pendingin (Mc)

  Mc = 34148,826 kg/jam

- Rate Udara (G)

  Berdasarkan Perry 7th edition hal. 12-55 didapat rate udara pada rotary cooler yaitu 0,5 - 5 kg/m$^2$.s = 1.800 - 18.000 kg/m$^2$.jam

  Maka, diambil G = 9000 kg/m$^2$.jam

Sehingga, diameter rotary cooler dapat dihitung :

$$D = \left(\frac{34148,826}{3,14/4 \times 9000}\right)^{1/2}$$

= 2,417 m

= 7,929 ft = 95,148 in

Dari tabel 4.10 Ulrich, diketahui range diameter rotary cooler adalah 1-3 m sehingga ukuran diamater **memenuhi standar**.

**Menghitung Panjang Rotary Cooler**

Berdasarkan tabel 4.10 Ulrich, 1984 hal 132 didapat ratio L/D cooler = 4-6

Maka, dipilih L/D = 6

L = 6D

Sehingga, panjang rotary cooler dapat dihitung :

L = 6 x 2,417 m

L = 14,501 m

= 47,574 ft

Dari tabel 4.10 Ulrich, diketahui range panjang rotary cooler adalah 4-20 m sehingga ukuran panjang **memenuhi standar**.

**Menghitung Volume Rotary Cooler**

$$V = \frac{\pi}{4} \times D^2 \times L$$

Dimana,

D = Diameter rotary cooler (m)

L = Panjang rotary cooler (m)

Seingga,

V = 66,485 $m^3$

**Menghitung Tebal Dinding Rotary Cooler**

$$ts = \frac{P \cdot Ri}{f \cdot E - 0{,}6\ P} + C$$

(Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254)

Keterangan :

C = Faktor korosi

Pdesain = Tekanan terukur

ri = Jari-jari dalam *shell*

*f* = *Stress* yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

Maka,

a. Bahan Konstruksi
   Bahan konstruksi yang dipilih : Carbon Steel SA 240 Grade M Type 316
   Stainless steel dipilih karena memiliki ketahanan pada suhu tinggi sehingga tidak mudah rusak.
   (Browneel and Young, hall 342)

b. Tekanan Perancangan
   Tekanan Operasi = 1 atm = 14,70 psia
   maka,
   Tekanan Design = Tekanan Operasi x 1,2
   = 14,70 psia x 1,2
   = 17,64 psia

c. Allowable Stress (f) = 12500
   (Brownell and Young, hall 343)

d. Efisiensi Sambungan
   Dari tabel 13.2, Brownell and Young dipilih sambungan Single Welded, sehingga:
   Efisiensi Sambungan ( E ) = 0,85

e. Faktor Korosi ( C )
   Faktor korosi yang diijinkan untuk stainless steel berdasarkan buku Timmerhaus halaman 524 adalah:
   $C = \frac{1}{8}$ in = 0,125 in

f. Jari-jari Reaktor (ri) = 47,574 in

Sehingga,

Tebal dinding rpotary kiln (shell) dapat dihitung dengan :

$$tseel = \frac{P \cdot ri}{f \cdot E - 0{,}6\ P} + C$$

$$= \frac{17{,}64 \times 47{,}574}{12.500 \times 0{,}85 - 0{,}6 \times 17{,}64} + 0{,}125$$

$$= 0{,}2040 \text{ in}$$

$$= 0{,}0052 \text{ m}$$

Maka, diambil tebal reaktor standart yaitu 1/4 atau 0,25 in = 0,0064 m

(Brownel and Young, hall 88)

**Menghitung Kecepatan Putar Rotary Cooler**

Menghitung Outside Diameter (OD)

OD = Inside Diameter (ID) + Ketebalan Shell (ts)

= 95,148 in + 0,25 in

= 95,398 in

= 2,423 m

= 7,950 ft

Kecepatan putar rotary cooler dapat dihitung dengan,

$$N = \frac{Vp}{\pi \times D}$$

dimana,

N = Kecepatan putar

OD = Outside Diameter (ft)

Vp = Kecepatan Pheriperal (ft/min)

dengan,

OD = 7,950 ft

Vp = 0,25 m/s - 0,5 m/s = 49,213 ft/min - 98,425 ft/min

(perry ed. 7 hal 12-52), maka untuk nilai Vp dipilih = 98,452 ft/min

sehingga,

$$N = \frac{98{,}452 \text{ ft/min}}{3{,}14 \times 7{,}950 \text{ ft}}$$

= 3,944 rpm (kecepatan putar standar untuk RK sekitar (0,25-5 rpm)

Perry 7th ed, hal, 23-60)

**Menghitung Waktu Tinggal Rotary Cooler**

$$\text{Waktu tinggal } (\Theta) = \frac{\text{Hold up}}{\text{Rate Feed}}$$

Dalam Perry ed.6 diketahui kisaran hold up sebesar 3%-15% dari rotary cooler.

Diambil asumsi Hold Up 10% dari volume kiln

sehingga dapat dihitung:

hold up = 10% x Volume Rotary Cooler

= 10% x 66,485 $m^3$

= 6,648 $m^3$

Menghitung Rate feed

$$\text{Rate feed} = \frac{\text{Rate bahan masuk}}{\rho}$$

$$= \frac{50505{,}051 \text{ kg/jam}}{14{,}948 \text{ kg/L}}$$

$$= 3378{,}666 \text{ L/jam}$$

$$= 3{,}379 \text{ m}^3\text{/jam}$$

Maka, waktu tinggal dapat dihitung:

$$\Theta = \frac{6{,}648 \text{ m}^3}{3{,}379 \text{ m}^3\text{/jam}}$$

$$= 1{,}968 \text{ jam}$$

$$= 118 \text{ menit}$$

**Menghitung Slope Kemiringan Rotary Cooler**

$$\Theta = \frac{0{,}19 \times L}{N \times D \times S}$$

dengan,

$\Theta$ = Waktu tinggal (menit)
L = Panjang Rotary Cooler (ft)
N = Kecepatan Putar Rotary Cooler (rpm)
D = Diameter Rotary Cooler (ft)
S = Slope/kemiringan Rotary Cooler (ft/ft)

dimana,

$\Theta$ = 118 menit
L = 47,574 ft
N = 3,944 rpm
D = 7,929 ft

sehingga,

$$S = \frac{0{,}19 \times L}{N \times D \times \Theta}$$

$$= \frac{0{,}19 \times 47{,}5740261}{3{,}944 \times 7{,}929 \times 118}$$

$$= 0{,}00245 \text{ ft/ft}$$

Pada Perry menyatakan bahwa slope pada rotary kiln adalan 1/4 in/ft sampai 3,4 in/ft
Maka diambil slope pada standart rotary kiln yaitu 3/4 in/ft (0,0625 ft/ft)
dapat diketahui derajat kemiringan yaitu:

$$\text{tg } a = 0{,}0625$$

$$a = \frac{\text{tg}}{\pi} \times 180$$

$$= \frac{0{,}0625}{3{,}14} \times 180$$

$$= 3{,}583 \text{ derajat}$$

**2. Menentukan Flight Rotary Cooler**

- Menghitung jumlah flight

  Jumlah flight = 2,4D - 3,0D (D=ft) (Perry, hal 12-56)

  maka, dipilih = 2,5D

  Sehingga,

  Jumlah flight = 2,5 x 7,929 ft

  = 20 buah dalam satu lingkaran rotary kiln

- Menghitung tinggi flight

  Tinggi flight $= \frac{D}{8} - \frac{D}{12}$ (D=m) (Perry, hal 12-56)

  maka dipilih = D/8

  Sehingga,

  Tinggi flight $= \frac{2,42}{8}$

  = 0,302 m

- Menghitung diameter flight

  Diameter flight = 0,3 - 3,0 m (Perry, hal 12-56)

  maka dipilih = 0,3 m

- Menghitung jarak flight

  Jarak flight $= \frac{\text{keliling lingkaran}}{\text{jumlah flight}}$

  Dimana

  Keliling lingkaran = π x D

  = 3,14 x 2,42 m

  = 7,589 m

  Sehingga,

  Jarak antar flight $= \frac{7,589}{19,8225}$ m

  = 0,383 m

**3. Perancangan Penggerak Rotary Cooler**

Rotary kiln dipasang pada sudut kemiringan 3,583$^{o}$ terhadap horizontal dan berputar pada bearing. Untuk penggerak dari kiln digunakan gear drive yaitu suatu gigi (gear) yang digerakkan oleh pinion, sedangkan pinion itu sendiri digerakkan oleh motor.

**Menentukan Dimensi Gear Penggerak**

a. Menentukan Jumlah Gigi Gear

Untuk menghitung julah gigi gear digunakan persamaan hubungan antara pitch diameter dari gear dan pinion pitch:

$$D_g = \frac{n_g \times P_c}{\pi}$$ (Hesse, per. 15-1 hal. 420)

$$D_g = \frac{n_g}{P_d}$$ (Hesse, per. 15-2 hal. 420)

Dengan,

Dg = Diameter gear

Pc = Circular pitch

ng = Jumlah gigi dari gear
Pd = Rasio dari jumlah gigi dalam gear terhadap pitch diameter.

Range dari circular pitch (Pc) berdasarkan Hesse, hal. 420 adalah 1,75-2 in. maka diambil Pc = 2 in. Hubungan antara circular pitch dan diameter pitch adalah:

$$\pi = P_c \times P_d$$ (Hesse, per. 15-3 hal. 421)

maka,

$$Pd = \frac{\pi}{Pc}$$
$$= \frac{3,14}{2}$$
$$= 1,57 \text{ in}$$
$$= 0,13 \text{ ft}$$

Diambil diameter gear dari spur gear komersial yang lebih besar dari diameter rotary cooler = 8 ft = 96 in = 2,44 m
Sehingga, jumlah gigi gear dapat dihitung:

ng = Dg x Pd
= 96 x 1,57
= 150,72
= 151 buah

b. Menentukan putaran pinion

Untuk menghitung jumlah gigi pinion (np) digunakan persamaan:

$$np = \frac{2}{5} \text{ x } Ng$$
$$= \frac{2}{5} \text{ x } 151$$
$$= 60,4 \text{ buah}$$

Maka diameter dari pinion didapat dari persamaan:

$$Dp = \frac{np \text{ x } Pc}{\pi}$$ (Hesse, per. 15-1 hal. 420)
$$= \frac{60,4 \text{ x } 2}{3,14} \text{ in}$$
$$= 38,5 \text{ in} = 0,98 \text{ m}$$
$$= 3,21 \text{ ft}$$

Sehingga, kecepatan putaran pinion (gear drive) dihitung dengan persamaan:

$$Np = \frac{Dg}{Dp} \text{ x } Ng$$

dimana,

Np = Putaran pinion (gear drive)
Ng = Putaran gear = Putaran shell RC = 3,94 rpm
Dg = Diameter gear
Dp = Diameter pinion

maka,

$$Np = \frac{96 \text{ in}}{38,5 \text{ in}} \times 3,944 \text{ rpm}$$
$$= 9,842 \text{ rpm}$$

c. Menentukan Pitch Line Velocity dari Gear dan Pinion (Vm)

Untuk menghitung pitch line velocity dari gear digunakan persamaan:

$$Vm \text{ gear} = \frac{\pi \times ng \times Ng}{12 \times Pd}$$ (Hesse, hal. 433)

dimana,

Vm = Pitch line velocity Gear (ft/min)
ng = Jumlah gigi dari gear
Ng = Putaran Gear
Pd = Rasio jumlah gigi gear terhadap pitch diameter

sehingga,

$$Vm \text{ gear} = \frac{3,14 \times 151 \times 3,94}{12 \times 1,57}$$
$$= 99,2573 \text{ ft/min}$$

Untuk menghitung pitch line velocity dari piniom digunakan persamaan:

$$Vm \text{ pin} = \frac{\pi \times np \times Np}{12 \times Pd}$$

dimana,

Vm = Pitch line velocity pinion (ft/min)
np = Jumlah gigi dari pinion
Np = Putaran pinion
Pd = Rasio jumlah gigi pinion terhadap pitch diameter

sehinga,

$$Vm \text{ pin} = \frac{3,14 \times 60,4 \times 9,84}{12 \times 1,57}$$
$$= 99,0732 \text{ ft/min}$$

d. Menentukan Safe Strength Gear dan Pinion

Untuk menghitung safe strenght Gear dan pinion digunakan persamaan berikut:

$$Fs = \frac{S \times K \times b \times Y}{Pd}$$ (Hesse, per. 15-15 hal. 431)

dimana,

Fs = Safe strenght (lb)
S = Allowable stress (psi)
K = Faktor kecepatan
b = Lebar permukaan pinion dan gear (in)
Y = Faktor permukaan pinion dan gear
Pd = Rasio jumlah gigi terhadap pitch diameter (in)

Data-data perhitungan:

- Bahan konstruksi pinion dan gear adalah cast iron, maka allowable stress (s) = 8000 psi

(Hesse, tabel 15-1 hal. 430)

- Untuk metalic gearing dengan pitch line velocity < 1000 ft/min mempunyai faktor kecepatan (K) dengan persamaan:

$$K = \frac{600}{600 + Vm}$$ (Hesse, per. 15-13 hal. 431)

Maka,

Faktor kecepatan Gear (Kg):

$$Kg = \frac{600}{600 + 99{,}2573}$$
$$= 0{,}8581$$

Faktor kecepatan Pinion (Kp):

$$Kp = \frac{600}{600 + 99{,}0732}$$
$$= 0{,}8583$$

- Lebar permukaan pinion dan gear

Berdasarkan Hesse hal. 431 lebar permukaan (b) berkisar 9,5./Pd - 12,5/Pd

Maka diambil $b = \frac{12{,}5}{Pd}$

$$= \frac{12{,}5}{1{,}57}$$
$$= 7{,}96 \text{ in} = 0{,}2 \text{ m}$$

- Faktor permukaan gigi (Y)length

Untuk faktor permukaan gigi (Y) gear dan pinion digunakan persamaan untuk $20^o$ full length involute gear (Hesse pers. 15.10 hal. 430) sebagai berikut:

Untuk gear dengan jumlah gigi (ng) = 151 buah, maka

$$Yg = 0{,}484 - \frac{2{,}85}{ng}$$
$$= 0{,}484 - \frac{2{,}85}{151}$$
$$= 0{,}465$$

Untuk pinion dengan jumlah gigi (np) = 60,4 buah, maka

$$Yp = 0{,}484 - \frac{2{,}85}{np}$$
$$= 0{,}484 - \frac{2{,}85}{60}$$
$$= 0{,}437$$

Sehingga,

Safe strength gear (Fsg) :

$$Fsg = \frac{8000 \times 0{,}8581 \times 7{,}962 \times 0{,}465}{1{,}57}$$
$$= 16191{,}4376 \text{ lb}$$

Safe strength pinion (Fsp) :

$$Fsp = \frac{8000 \times 0{,}8583 \times 7{,}962 \times 0{,}437}{1{,}57}$$
$$= 15209{,}9013 \text{ lb}$$

e. Menentukan Tenaga yang ditransimisikan oleh Gear Drive

Digunakan Persamaan berikut:

$$Hp = \frac{Fs \times Vm}{33000}$$ (Hesse, per. 15-13 hal. 430)

Sehingga,

$$\text{Hp Gear} = \frac{16191{,}4376 \times 99{,}257}{33000}$$

$$= 4{,}870 \text{ hp}$$

$$\text{Hp pin} = \frac{15209{,}9013 \times 99{,}073}{33000}$$

$$= 4{,}566 \text{ hp}$$

**Menentukan Batas Pemakaian Muatan Gear Drive**

Persamaan yang digunakan adalah:

$$Fw = Dp \times b \times Q \times W$$

dimana,

Fw = Batas muatan (lb)
Dp = Diameter pinion (in)
b = Lebar permukaan pinion (in)
Q = Faktor perbandingan kecepatan
W = Konstanta kombinasi material

Data-data yang diperlukan:

$$Q = \frac{2 \times ng}{ng + np}$$ (Hesse, per. 15-17 hal. 432)

$$= \frac{2 \times 151}{151 + 60{,}4}$$

$$= 1{,}429$$

$W = 150$ (Hesse, tabel 15-2 hal. 432)

Sehingga, dapat dihitung:

$Fw = 38{,}471 \times 7{,}962 \times 1{,}429 \times 150$

$= 65635{,}813$ lb

**Menghitung Berat Beban Total (W)**

Bahan konstruksi rotary cooler adalah stainless steel, densitas = 7833 kg/m$^3$

Bahan konstruksi gear dan pinion adalah cast iron, densitas = 7208 kg/m$^3$

- Massa shell rotary Cooler ($W_1$)

$$W_1 = \frac{\pi}{4} \times (OD^2 - ID^2) \times L \times \rho$$

Dimana,

OD = Diameter luar = 2,4231 m
ID = Diameter dalam = 2,417 m
L = panjang Cooler = 14,50 m
ρ = Densitas steel = 7833 kg/m$^3$

Sehingga,

$W_1 = 2740{,}24989$ kg

- Massa 2 tutup cooler ($W_2$)

$$W_2 = \frac{\pi}{4} \times (OD^2 - ID^2) \times ts \times \rho$$

Dimana,

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| OD | = | Diameter luar | = | 2,42 | m |
| ID | = | Diameter dalam | = | 2,42 | m |
| ts | = | tebal cooler | = | 0,006 | m |
| ρ | = | Densitas steel | = | 7833 | kg/m$^3$ |

Sehingga,

| | | | |
|---|---|---|---|
| $W_2$ | = | 2,400 | kg |

- Massa flight ($W_3$)

$$W_3 = n \times L \times h \times t \times \rho$$

Dimana,

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| n | = | Jumlah flight | = | 20 | buah |
| L | = | Tinggi flight | = | 8,000 | m |
| h | = | Jarak antar flight | = | 0,383 | m |
| t | = | Tebal flight | = | 0,006 | m |
| ρ | = | Densitas steel | = | 7833 | kg/m$^3$ |

Sehingga,

| | | | |
|---|---|---|---|
| $W_3$ | = | 3019,64 | kg |

- Massa Gear ($W_4$)

$$W_4 = \frac{\pi}{4} \times (Dg^2 - (OD^2)) \times b \times \rho$$

Dimana,

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Dg | = | Diameter gear | = | 2,44 | m |
| OD | = | Outside diameter | = | 2,42 | m |
| b | = | Lebar Permukaan gear | = | 0,20 | m |
| ρ | = | Densitas cast iron | = | 7208 | kg/m$^3$ |

Sehingga,

| | | | |
|---|---|---|---|
| $W_4$ | = | 85,05 | kg |

- Berat Riding Ring ($W_5$)

$$W_5 = 2 \times \frac{\pi}{4} \times (Dr^2 - (OD^2)) \times b \times \rho$$

Dimana,

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Dr | = | Diameter Cooler + 2 | = | 3,03 | m |
| OD | = | Outside diameter | = | 2,42 | m |
| b | = | Lebar Permukaan gear | = | 0,20 | m |
| ρ | = | Densitas cast iron | = | 7208 | kg/m$^3$ |

Sehingga,

| | | | |
|---|---|---|---|
| $W_5$ | = | 7611,38 | kg |

- Massa Material ($W_6$)

  $W_6$ = Laju Umpan Masuk x Waktu tinggal

  Dimana,

  Laju Umpan masuk = 50505,051 kg/jam

  Waktu Tinggal = 1,968 Jam

  Sehingga,

  $W_6$ = 99382,828 kg

Maka, dapat dihitung berat beban total (W) =

$W = W_1 + W_2 + W_3 + W_4 + W_5 + W_6$

= 112841,554 kg

= 112,842 ton

**Menghitung Tenaga yang Dibutuhkan Untuk Memutar Rotary Cooler**

Menggunakan persamaan:

$$bph = \frac{N(4{,}75\ dw + 0{,}1925\ DW + 0{,}33\ W)}{100.000}$$

(Perry's ed 7th, hal 12-60)

Dimana

bph = Brake Horsepower Required ( 1bph = 0,75 kW)

N = Putaran Rotary Cooler (rpm)

d = Diameter Cooler (ft)

w = Berat material (lb)

D = Diameter Riding Ring (ft)

W = Berat Beban Total (lb)

dengan,

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| N | = | 3,944 | rpm | | | |
| d | = | 2,423 | m | = | 7,950 | ft |
| w | = | 99382,828 | kg | = | 219139,135 | lb |
| D | = | 3,033 | m | = | 10 | ft |
| W | = | 112841,554 | kg | = | 248815,6263 | lb |

Sehingga,

bph = 136,263

= 136,263 x 0,75

= 102,197 kW

= 140,624 hP

*Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose: 1/2, 3/4, 1, 1 1/2, 2, 3, 5, 7 1/2, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Digunakan motor standar = 150 hP

## KESIMPULAN ROTARY COOLER (RC-01)

**Fungsi** : Mendinginkan produk padatan $Al_2O_3$ yang keluar dari rotary kiln
**Jenis** : Direct Counter-Current Rotary Cooler

**Kondisi Operasi Rotary Cooler**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm |
| T umpan masuk | : | 1000 | $^oC$ |
| T produk | : | 50 | $^oC$ |
| T udara masuk | : | 30 | $^oC$ |
| T udara keluar | : | 311,113 | $^oC$ |

**Spesifikasi Rotary Cooler**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan Konstruksi | : | Stainless Steel SA 167 Grade 11 Type 316 | |
| Diameter Dalam (ID) | : | 2,42 | m |
| Panjang | : | 14,50 | m |
| Tebal Shell | : | 0,006 | m |
| Kecepatan Putaran | : | 3,944 | rpm |
| Waktu Tinggal | : | 1,968 | jam |
| Sudut Kemiringan | : | 3,583 | derajat |

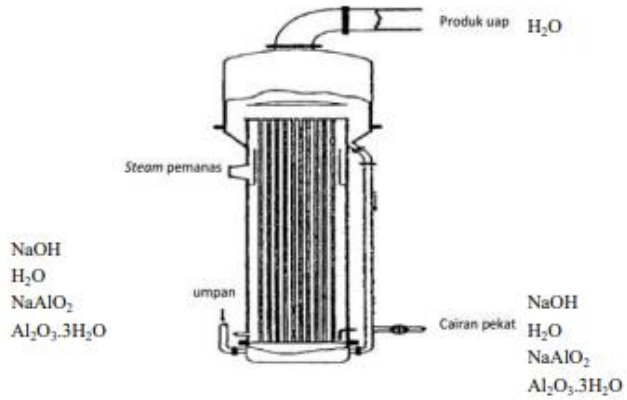
**Spesifikasi Penggerak Untuk Memutar Rotary Cooler**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| a. | Nama | : | Gear | |
| | Bahan Konstruksi | : | Cast Iron | |
| | Diameter | : | 2,438 | m |
| | Jumlah Gigi | : | 151 | buah |
| | Pitch Velocity | : | 99,257 | ft/min |
| | Safe strength | : | 16191,438 | lb |
| b. | Nama | : | Pinion | |
| | Bahan Konstruksi | : | Cast Iron | |
| | Diameter | : | 0,977 | m |
| | Jumlah Gigi | : | 60,4 | buah |
| | Pitch Velocity | : | 99,073 | ft/min |
| | Safe strength | : | 15209,901 | lb |
| c. | Nama | : | Riding Ring | |
| | Bahan Konstruksi | : | Cast Iron | |
| | Diameter | : | 3,033 | m |

**Tenaga yang dibutukan** : 150 hP

**EVAPORATOR**
**(EV-01)**

**Fungsi** : Memekatkan NaOH menjadi 48% yang merupakan keluaran filtrat RDVF-02 yang berupa NaOH, $H_2O$ dan sisa $Al_2O_3.3H_2O$, $NaAlO_2$
**Jenis** : Vertical long tube evaporator, Natural circulation
**Jumlah** : 1 unit




**Kondisi Operasi**

Tekanan : 1 atm
Suhu : 118,33 $^oC$ = 245,00 $^oF$ = 391,48 K

**1. Sifat Fisis Umpan Masuk**

Kondisi Umpan masuk evaporator:

T umpan masuk = 57,38 $^oC$
= 135 $^oF$
= 330,53 K
P umpan masuk = 1 atm

**Densitas Umpan masuk**

Densitas Fase Liquid :

$$\rho l = AB^{-(1-T/T_c)^n}$$

Data densitas fase liquid berdasarkan yaws :

| Komponen | A | B | n | Tc | Tmin | Tmax | ρ 25°C |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,2857 | 647,13 | 273,16 | 647,13 | 1,027 |
| NaOH | 0,19975 | 0,09793 | 0,25382 | 2820 | 596 | 2000 | |

Data densitas fase padat berdasarkan Perry:

| Komponen | Specific.Grav | ρ (kg/L) | ρ (kg/$m^3$) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 3,99 | 3,99 | 3990 |
| $NaAlO_2$ | 0,97xρair (20°C) | 1,00118 | 1001,18 |

| rapat massa air | |
|---|---|
| 1 | g/$cm^3$ |
| 1 | kg/L |

Menghitung densitas fase liquid umpan masuk:

| Komponen | (1-T/Tc)^n | (B^-(1-T/Tc)^n) | ρ (kg/L) | ρ (kg/$m^3$) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,8153 | 2,8733 | 0,9973 | 997,318 |
| NaOH | 0,9689 | 9,4985 | 1,8973 | 1897,320 |
| $H_2O$ (20°C) | 0,8418 | 2,9736 | 1,0321 | 1032,14704 |

Menghitung densitas campuran:

| Komponen | BM | Input | | ρ (lb/$ft^3$) | xi | xi.ρ | Fv ($ft^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | lb/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77,279 | 170,401136 | 249,095 | 0,00080 | 0,2 | 0,684 |
| NaOH | 40 | 40110,577 | 88443,8217 | 118,449 | 0,413 | 48,9 | 746,681 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,324 | 179,318975 | 62,504 | 0,001 | 0,05 | 2,869 |
| $H_2O$ | 18 | 56878,338 | 125416,736 | 62,262 | 0,585 | 36,5 | 2014,328 |
| **Total** | | **97147,518** | **214210,278** | **492,310** | **1** | **85,6** | **2764,562** |

Sehinga, densitas umpan total:

$$\rho = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

$$= 77{,}484 \quad lb/ft^3$$

$$= 1241{,}144 \quad kg/m^3$$

**Viskositas Umpan masuk**

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$$\mu = \exp ( C1 + C2/T + C3\ln (T) + C4T^{C5} )$$

Dimana,

μ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air pada suhu masuk evaporator = 330,53 K

μ air = 0,000494 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasumsikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

μ campuran = 2 x μ air

= 2 x 0,000494 Pa.s

= 0,000989 Pa.s

= 0,00066456 lb/ft.s = 2,3924 lb/ft.h

= 0,989 cP

**Konduktivitas Termal Umpan Masuk**

Dari "Chemical Engineering Properties Handbook", Yaws 1999. Untuk menghitung Konduktivitas termal pada suhu tertentu digunakan persamaan data berikut:

$$k = A + BT + CT^2$$

Dimana,

k = Konduktivitas termal (W/m.K)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -2,80E-01 | 0,0046 | -5,50E-06 |

Menghitung konduktivitas termal air pada suhu masuk evaporator = 330,53 K

k air = 0,6396 W/m.K

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Konduktivitas termal garam atau padatan dalam campuran diasumsikan 0,9 kali konduktivitas termal air pada campuran, sehingga:

k campuran = 0,9 x k air

= 0,9 x 0,6396 W/m.K

= 0,5756 W/m.K

= 0,3328 Btu/ft.h.$^{o}$F

**Kapasitas Panas Umpan Masuk**

Dari "Chemical Engineering Properties Handbook", Yaws 1999. Untuk menghitung kapasitas panas (Cp) fasa liquid pada suhu tertentu digunakan persamaan data berikut:

$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$

Dimana,

Cp = Kapasitas Panas (J/mol.K)

K = Suhu Operasi (K)

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| NaOH | 87,629 | -4,84E-04 | -4,54E-06 | 1,19E-09 |
| $H_2O$ | 92,053 | -4,00E-02 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

Dari "Chemial Engineering Handbook", Perry's (8th) untuk menghitung kapasitas panas (Cp) fase padat pada suhu tertentu digunakan persamaan data berikut:

$$Cp = A + BT + \frac{C}{T^2}$$

Dimana,

Cp = Kapasitas Panas (kkal/kmol.K)

K = Suhu Operasi (K)

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| Al2O3.3H2O | 22,08 | 8,71E-03 | -5,23E+05 |
| NaAlO2 | 63,78 | 1,77E-02 | -1,68E+06 |

Menghitung kapasitas panas campuran pada suhu masuk evaporator = 330,53 K

| Komponen | BM | Cp (kJ/kmol) | Cp (kJ/kg) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 84,466 | 0,541 |
| NaOH | 40 | 87,016 | 2,175 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 227,173 | 2,770 |
| $H_2O$ | 18 | 75,099 | 4,172 |
| **Total** | | **473,754** | **9,659** |

Sehingga, kapasitas panas campuran = 9,659 kJ/kg

**2. Neraca Massa Evaporator**

| Komponen | BM | Input | | Output | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | Hasil Atas | | Bawah (Recycle) | |
| | | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77,28 | 0,495 | 0 | 0 | 77,28 | 0,495 |
| NaOH | 40 | 40110,58 | 1002,764 | 0 | 0 | 40110,58 | 1002,764 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,32 | 0,992 | 0 | 0 | 81,32 | 0,992 |
| $H_2O$ | 18 | 56878,3 | 3159,908 | 13664,81 | 759,156 | 43213,53 | 2400,752 |
| **Total Arus** | | **97147,518** | **4164,159** | **13664,810** | **759,156** | **83482,709** | **3405,003** |
| **Total** | | **97147,518** | | **97147,518** | | | |
| | | **kg/jam** | | | | | |

**3. Menentukan Kondisi Operasi pada Evaporator**

Karena yang menguap hanya $H_2O$ maka kondisi operasi pada suhu jenuh air
maka kondisi operasi evaporator pada tekanan 1 atm dan 100$^oC$.
karena data suhu vapor pressure pengotor tidak ada maka menggunakan data BPR (koreksi boiling point rise pada buku Kern, 1968)

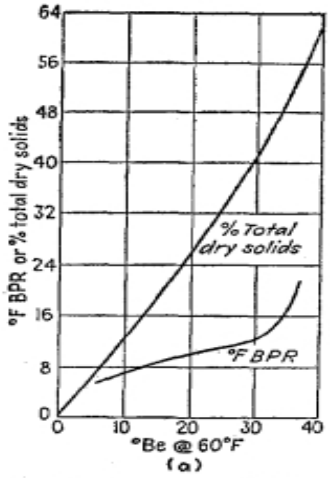
Koreksi Boiling Point Rise (BPR):
dari gambar 14.36 dengan persen NaOH masuk evaporator = 41,29% didapat BPR sebesar 65 $^oF$

BPR = 65 $^oF$ = 18,3 $^oC$

Sehingga,

Suhu = Titik didih air + BPR
= 100 + 18,3
= 118,33 $^oC$

Maka, Kondisi Operasi :
Tekanan = 1 atm
Suhu = 118,33 $^oC$



(a)

FIG. 14.36a. °Bé vs. °F BPR and total dry solids for soda black liquor.

**4. Menentukan Hasil Atas dan Hasil Bawah Evaporator**

**Komposisi hasil bawah evaporator (arus recycle masuk reaktor)**

Diinginkan konsentrasi NaOH recycle sebesar 48% agar bisa di recycle masuk R-01

Total NaOH = $\frac{100\%}{48\%}$ x NaOH Recycle

= $\frac{100\%}{48\%}$ x 40110,577

= 83563,702 kg/jam

$NaAlO_2$ = 81,324 kg/jam

$Al_2O_3.3H_2O$ = 77,279 kg/jam

$H_2O$ = 83563,702 - NaOHrecycle - $NaAlO_2$recycle - $Al_2O_3.3H_2O$recycle

= 83563,702 - 40110,58 - 81,324 - 77,279

= 35194,399 kg/jam

**Komposisi hasil atas evaporator**

$H_2O$ = $H_2O$ umpan - $H_2O$ hasil bawah
= 56878,338 - 35194,399
= 21683,940 kg/jam

**5. Neraca Panas disekitar Evaporator**

Karena NaOH non-ideal maka untuk mencari entakpi atau panas tidak bisa menggunakan data Cp, tetapi menggunakan grafik pada ig. 14.41, Kern.

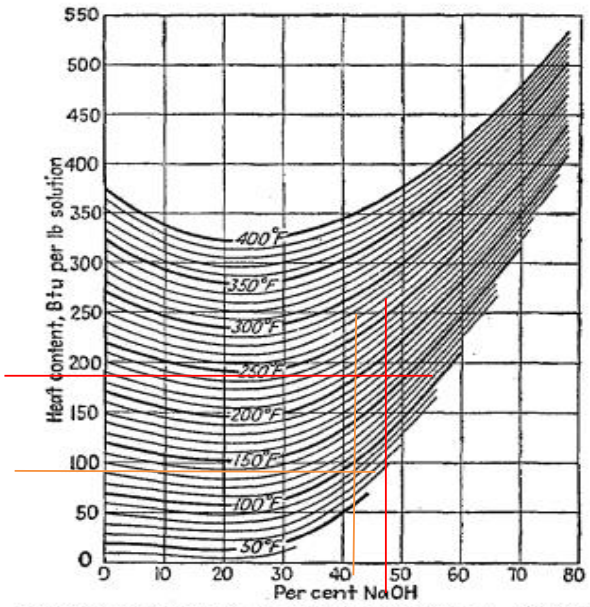



FIG. 14.41. Relative heat content of caustic soda solutions. (*Columbia Alkali Corporation.*)

**Laju Alir Panas Umpan Masuk (Q1)**

Persentase NaOH masuk = 41,29%
Suhu masuk = 57,38 $^oC$ = 135,284 $^oF$
Dari gambar 14.41, kern didapat nilai entalpi komponen masuk sebesar 140 btu/lb
Entalpi masuk = 90 Btu/lb
= 209,34 kJ/kg

Sehingga,
Q1 = Massa total masuk x entalpi masuk
= 97147,518 x 209,34
= 20336861,515 kj/jam

**Laju Alir Panas Keluar**

**Laju Alir Panas Keluar Hasil Bawah (Q2)**

Persentase NaOH Keluar = 48%
Suhu keluar = 118,33 $^oC$ = 245 $^oF$
Dari gambar 14.41, kern nilai entalpi komponen hasil bawah sebesar 140 btu/lb
Entalpi hasil bawah = 287 Btu/lb
= 667,562 kJ/kg

Sehingga,

Q2 = Massa total hasil bawah x entalpi hasil bawah
= 83482,709 x 667,562
= 55729883,890 kJ/jam

**Laju Alir Panas Keluar Hasil Atas (Q3)**

Hasil atas evaporator berupa $H_2O$ maka,

Suhu keluar = 118,33 $^oC$

dengan mengggunakan data steam table pada kondisi saturated vapour diperoleh data nilai hg pada kondisi suhu evaporator:

Hg 118 = 2703,1 kJ/kg
Hg 120 = 2705,0 kJ/kg

maka,

Hg 118,33 = 2703,42 kJ/kg

Sehingga,

Q3 = Massa total hasil atas x entalpi hasil atas (Hg)
= 13664,810 x 2703,417
= 36941674,843 kJ/jam

**Panas yang diperlukan oleh steam (Q4)**

Qin - Qhasil bawah - Qhasil atas + Qvp = 0
Q1 - Q2 - Q3 + Qvp = 0
maka,

Qvp = Q2 + Q3 - Q1
= 55729883,890 + 36941674,843 - 20336861,515
= 72334697,218 kJ/jam
= 68560055,713 Btu/jam

**Neraca Panas Overall**

| Arus | Masuk | Keluar |
|---|---|---|
| Laju alir panas umpan masuk (Q1) | 20336861,515 | 0 |
| Laju alir panas Hasil bawah (Q2) | 0 | 55729883,890 |
| Laju Alir Panas Hasil atas (Q3) | 0 | 36941674,843 |
| Qsteam (Q4) | 72334697,218 | 0 |
| **Total** | **92671558,732** | **92671558,732** |

**6. Menentukan Kebutuhan Media Pemanas**

Jenis = Steam

Dengan data steam sebagai berikut :

Suhu = 160 $^oC$ = 320 $^oF$ = 433 K
Tekanan = 6,17 bar = 6,09 atm
hg = 2745,9 kJ/kg
hf = 632,18 kJ/kg

maka,

$\lambda$ = hg - hf
= 2113,72 kJ/kg

Sehingga, massa steam dapat dicari menggunakan rumus :

$$\text{Massa} = \frac{Qvp}{\lambda}$$

$$= \frac{72334697{,}218 \text{ kJ/jam}}{2113{,}72 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 34221{,}513 \text{ kg/jam}$$

Sifat Fisis Steam:

a. Viskositas

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ (g) | -3,68E+01 | 4,29E-01 | -1,62E-05 | |
| Komponen | Fraksi Massa | μ (Cp) | μ (N.s/$m^2$) | μ (lb/ft.jam) |
| $H_2O$ (g) | 1 | 1,460,E-02 | 1,460,E-05 | 3,531,E-02 |

b. Konduktivitas Termal

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| $H_2O$ (g) | 5,30E-04 | 4,70E-05 | 5,00E-08 |

| k (W/m.K) | k (Btu/ft.h/F) |
|---|---|
| 0,0051 | 0,0030 |

c. Kapasitas Panas

| Komponen | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ (g) | 3,40E+01 | -8,40E-03 | 3,00E-05 | -1,80E-08 | 3,70E-12 |

Sehingga, didapatkan Cp :

| Komponen | Cp (kJ/kmol) | Cp (kJ/kg) |
|---|---|---|
| $H_2O$ (g) | 34,658 | 1,925 |

d. Densitas

$$\rho_g = \frac{P \times BM}{RT}$$

Data-data yang diperlukan :

T = 433 K

BM = 18

R = 0,082 atm.L/mol.K

P = 6,0900 atm

Sehinggaa didapatkan :

ρ = 3,09 $kg/m^3$

= 0,1930 $lb/ft^3$

e. Laju Volumetrik Steam

$$Q_A = \frac{m}{\rho}$$

$Q_A$ = 11070,04 $kg/m^3$

**7. Menghitung ΔTLMTD**

| | Hot Fluid | Cold Fluid | Diff | Simbol |
|---|---|---|---|---|
| **Higher** | 320 | 245 | 75 | ΔT2 |
| **Lower** | 320 | 135 | 185 | ΔT1 |

Sehingga,

ΔT2 - ΔT1 = -109,72 $^{o}$F

Maka, ΔTMDTD dapat dihitung dengan rumus:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$= \frac{\text{-109,72}}{\ln \frac{75}{185}}$$

= 121,727 $^{o}$F

**8. Menghitung Luas Transfer Panas**

Luas Transfer Panas dapat dihitung menggunakan rumus berikut:

$$A = \frac{Qvp}{Ud \,.\, \Delta TLMTD}$$ (Coulson)

Dengan,

A = Luas transfer panas (ft$^2$)
Qvp = Beban Pemanas (Btu/jam)
Ud = Koefisien transfer panas overall (Btu/ft$^2$.jam.$^{o}$F)
ΔTLMTD = Suhu rata-rata ($^{o}$F)

Berdasarkan Tabel 8 (Kern, 1983), halaman 840 diperoleh data koefisien perpindahan panas (Ud) untuk steam-Heavy Organic yaitu 6-60 Btu/ft$^2$.jam.$^{o}$F.

Dipilih UD = 50 Btu/ft2.jam.$^{o}$F

dimana,

Qvp = 72334697,22 kJ/Jam = 68560055,71 Btu/jam
ΔTLMTD = 121,727 $^{o}$F

Sehingga, Luas Transfer panas :

$$A = \frac{68560055{,}71 \text{ Btu/jam}}{50{,}000 \text{ Btu/ft}^2\text{.jam.}^{o}\text{F} \times 121{,}727 \ ^{o}\text{F}}$$

= 11264,598 ft$^2$

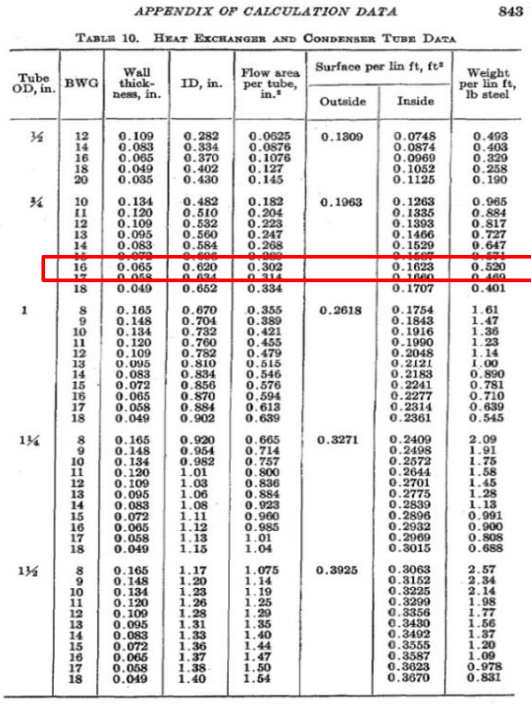
Dikarenakan nilai A = 11264,598 ft$^2$ > (100-200 ft$^2$) maka dipilih alat penukar panas jenis shell and tube (Kern halaman 103). Dan digunakan tube standar untuk vertical long tube evaporator dengan natural circulation.

**9. Menentukan Layout Shell and Tube Exchanger**

Pemilihan dimensi tube didasarkan pada tabel 10 (Kern, 1983).

OD = 0,75 in
BWG = 16

| | | | |
|---|---|---|---|
| ID | = | 0,620 | in |
| Surface per lin ft (a") | = | 0,1963 | $ft^2/ft$ |
| Flow area per tube ($a_t'$) | = | 0,302 | $in^2$ |
| Panjang tube (L) | = | 7,3 | m |
| | = | 24 | ft |
| | = | 288 | in |



APPENDIX OF CALCULATION DATA 843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

| Tube OD, in. | BWG | Wall thickness, in. | ID, in. | Flow area per tube, in.² | Surface per lin ft, ft² | | Weight per lin ft, lb steel |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | Outside | Inside | |
| ½ | 12 | 0.109 | 0.282 | 0.0625 | 0.1309 | 0.0748 | 0.493 |
| | 14 | 0.083 | 0.334 | 0.0876 | | 0.0874 | 0.403 |
| | 16 | 0.065 | 0.370 | 0.1076 | | 0.0969 | 0.329 |
| | 18 | 0.049 | 0.402 | 0.127 | | 0.1052 | 0.258 |
| | 20 | 0.035 | 0.430 | 0.145 | | 0.1125 | 0.190 |
| ¾ | 10 | 0.134 | 0.482 | 0.182 | 0.1963 | 0.1263 | 0.965 |
| | 11 | 0.120 | 0.510 | 0.204 | | 0.1335 | 0.884 |
| | 12 | 0.109 | 0.532 | 0.223 | | 0.1393 | 0.817 |
| | 13 | 0.095 | 0.560 | 0.247 | | 0.1466 | 0.727 |
| | 14 | 0.083 | 0.584 | 0.268 | | 0.1529 | 0.647 |
| | 15 | 0.072 | 0.606 | 0.289 | | 0.1587 | 0.571 |
| | 16 | 0.065 | 0.620 | 0.302 | | 0.1623 | 0.520 |
| | 17 | 0.058 | 0.634 | 0.314 | | 0.1660 | 0.469 |
| | 18 | 0.049 | 0.652 | 0.334 | | 0.1707 | 0.401 |
| 1 | 8 | 0.165 | 0.670 | 0.355 | 0.2618 | 0.1754 | 1.61 |
| | 9 | 0.148 | 0.704 | 0.389 | | 0.1843 | 1.47 |
| | 10 | 0.134 | 0.732 | 0.421 | | 0.1916 | 1.36 |
| | 11 | 0.120 | 0.760 | 0.455 | | 0.1990 | 1.23 |
| | 12 | 0.109 | 0.782 | 0.479 | | 0.2048 | 1.14 |
| | 13 | 0.095 | 0.810 | 0.515 | | 0.2121 | 1.00 |
| | 14 | 0.083 | 0.834 | 0.546 | | 0.2183 | 0.890 |
| | 15 | 0.072 | 0.856 | 0.576 | | 0.2241 | 0.781 |
| | 16 | 0.065 | 0.870 | 0.594 | | 0.2277 | 0.710 |
| | 17 | 0.058 | 0.884 | 0.613 | | 0.2314 | 0.639 |
| | 18 | 0.049 | 0.902 | 0.639 | | 0.2361 | 0.545 |
| 1¼ | 8 | 0.165 | 0.920 | 0.665 | 0.3271 | 0.2409 | 2.09 |
| | 9 | 0.148 | 0.954 | 0.714 | | 0.2498 | 1.91 |
| | 10 | 0.134 | 0.982 | 0.757 | | 0.2572 | 1.75 |
| | 11 | 0.120 | 1.01 | 0.800 | | 0.2644 | 1.58 |
| | 12 | 0.109 | 1.03 | 0.836 | | 0.2701 | 1.45 |
| | 13 | 0.095 | 1.06 | 0.884 | | 0.2775 | 1.28 |
| | 14 | 0.083 | 1.08 | 0.923 | | 0.2839 | 1.13 |
| | 15 | 0.072 | 1.11 | 0.960 | | 0.2896 | 0.991 |
| | 16 | 0.065 | 1.12 | 0.985 | | 0.2932 | 0.900 |
| | 17 | 0.058 | 1.13 | 1.01 | | 0.2969 | 0.808 |
| | 18 | 0.049 | 1.15 | 1.04 | | 0.3015 | 0.688 |
| 1½ | 8 | 0.165 | 1.17 | 1.075 | 0.3925 | 0.3063 | 2.57 |
| | 9 | 0.148 | 1.20 | 1.14 | | 0.3152 | 2.34 |
| | 10 | 0.134 | 1.23 | 1.19 | | 0.3225 | 2.14 |
| | 11 | 0.120 | 1.26 | 1.25 | | 0.3299 | 1.98 |
| | 12 | 0.109 | 1.28 | 1.29 | | 0.3356 | 1.77 |
| | 13 | 0.095 | 1.31 | 1.35 | | 0.3430 | 1.56 |
| | 14 | 0.083 | 1.33 | 1.40 | | 0.3492 | 1.37 |
| | 15 | 0.072 | 1.36 | 1.44 | | 0.3555 | 1.20 |
| | 16 | 0.065 | 1.37 | 1.47 | | 0.3587 | 1.09 |
| | 17 | 0.058 | 1.38 | 1.50 | | 0.3623 | 0.978 |
| | 18 | 0.049 | 1.40 | 1.54 | | 0.3670 | 0.831 |

**a. Menghitung Jumlah Tube (Nt)**

Jumlah tube dapat dihitung menggunakan rumus :

$$Nt = \frac{A}{L \cdot a''}$$

Dengan,

Nt = Jumlah tube
A = Luas perpindahan panas ($ft^2$)
L = Panjang Tube (ft)
a" = Surface lin per ft (ft)

dimana,

A = 11264,598 $ft^2$
L = 24 ft
a" = 0,1963 $ft^2/ft$

Sehingga, jumlah tube :

$$Nt = \frac{11264{,}598 \ ft^2}{24 \ ft \times 0{,}1963 \ ft^2/ft}$$

= 2391 buah

Berdasarkan Tabel dari Perry 6th ed., didapatkan data sebagai berikut :

Nt = 2861 Buah
Np = 1
Pitch = 54,000 in = 1,3716 m (Triangular Pitch)
ID shell = 60 in = 1,5240 m

TUBE SHEET TUBE HOLE COUNT (Perry Table 11-3)

Table B 3/4od tubes on 15/16 triangular pitch

| Shell ID | | TEMA L or M | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | Number of Passes | | | |
| mm | in | 1 | 2 | 4 | 6 |
| 203 | 8 | 64 | 48 | 34 | 24 |
| 254 | 10 | 85 | 72 | 52 | 50 |
| 305 | 12 | 122 | 114 | 94 | 96 |
| 337 | 13.25 | 151 | 142 | 124 | 112 |
| 387 | 15.25 | 204 | 192 | 166 | 168 |
| 438 | 17.25 | 264 | 254 | 228 | 220 |
| 489 | 19.25 | 332 | 326 | 290 | 280 |
| 540 | 21.25 | 417 | 396 | 364 | 348 |
| 591 | 23.25 | 496 | 478 | 430 | 420 |
| 635 | 25 | 579 | 554 | 512 | 488 |
| 686 | 27 | 676 | 648 | 602 | 584 |
| 737 | 29 | 786 | 762 | 704 | 688 |
| 787 | 31 | 909 | 878 | 814 | 792 |
| 838 | 33 | 1036 | 1002 | 944 | 920 |
| 889 | 35 | 1164 | 1132 | 1062 | 1036 |
| 940 | 37 | 1304 | 1270 | 1200 | 1168 |
| 991 | 39 | 1460 | 1422 | 1338 | 1320 |
| 1067 | 42 | 1703 | 1664 | 1578 | 1552 |
| 1143 | 45 | 1960 | 1918 | 1830 | 1800 |
| 1219 | 48 | 2242 | 2196 | 2106 | 2060 |
| 1372 | 54 | 2861 | 2804 | 2682 | 2660 |
| 1524 | 60 | 3527 | 3476 | 3360 | 3300 |
| 1676 | 66 | 4292 | 4228 | 4088 | 4044 |
| 1829 | 72 | 5116 | 5044 | 4902 | 4868 |
| 1981 | 78 | 6034 | 5964 | 5786 | 5740 |
| 2134 | 84 | 7005 | 6934 | 6766 | 6680 |
| 2286 | 90 | 8093 | 7998 | 7832 | 7708 |
| 2438 | 96 | 9203 | 9114 | 8896 | 8844 |
| 2743 | 108 | 11696 | 11618 | 11336 | 11268 |
| 3048 | 120 | 14459 | 14378 | 14080 | 13984 |

**b. Menghitung luas perpindahan panas yang sebanarnya (standar)**

Luas perpindahan panas yang sebenarnya dapat dihitung menggunakan rumus:

$A = Nt \cdot L \cdot a''$

Dengan,

Nt = 2861
L = 24 ft
a" = 0,1963 $ft^2/ft$

Sehingga, luas perpindahan panas standar :

$A = 2861 \times 24\ ft \times 0,1963\ ft^2/ft$
$= 13478,743\ ft^2$

**c. Koreksi UD**

Untuk menghitung UD yang sebenarnya menggunakan rumus :

$$Ud = \frac{Qvp}{A \cdot \Delta TLMTD}$$

Dengan,

Qvp = 68560055,713 Btu/jam
A = 13478,743 $ft^2$
ΔTLMTD = 121,727 $^oF$

Sehingga, UD standar :

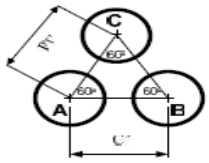
$$Ud = \frac{68560055,71\ Btu/jam}{13478,7432\ ft^2 \times 121,727\ ^oF}$$
$= 41,787\ Btu/ft^2.jam.^oF$

**d. Pemilihan Pitch**

Jenis pitch yang digunakan adalah triangular pitch, dengan alasan :

1. Jumlah tube yang dibuat lebih banyak karena susunannya lebih kompak.
2. Koefisien film triangular pitch lebih tinggi daripada rotated triangular pitch dan square pitch.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nt | = | 2861 | |
| Pt | = | 54,000 | in |
| | = | 4,5000 | ft |
| ID Shell | = | 60 | in |
| OD tube | = | 0,75 | in |
| | = | 19,05 | mm |




- Menghitung Crearence :

C' = Pt - OD tube
= 54,000 in - 0,75 in
= 53,250 in
= 4,4375 ft

- Menghitung luas pitch :

$$L\ ABC = \frac{1}{2} \times alas \times tinggi$$

$$L\ ABC = \frac{1}{2} \times Pt \times Pt.\sin(60^o)$$

$$= \frac{1}{2} \times 54{,}000\ in \times 54{,}000\ in \times \left( \sin(60^o) \right)$$

$$= 1089{,}969\ in^2$$

$$= 7{,}5692\ ft^2$$

- Menghitung A' :

A' = Nt x 2 x L ABC
= 2861 x 2 x 1089,97 $in^2$
= 6236800,13 $in^2$
= 43311,112 $ft^2$

**e. Menghitung Volume Tube**

Untuk menghitung volume tube menggunakan rumus berikut:

$$\text{Volume tube} = \frac{1}{4} \times \pi \times (\text{ID tube})^2 \times L$$

= 86,905 $in^3$
= 0,0503 $ft^3$
= 0,0014 $m^3$

Volume total = Nt x Vtube
= 248635,640 $in^3$
= 143,8864 $ft^3$
= 4,0747 $m^3$

**10. Menentukan Desain Shell and Tube**

**Dimensi Shell**

| | | | |
|---|---|---|---|
| ID | = | 60 | in |
| | = | 1,524 | m |
| | = | 5,000 | ft |
| Pass | = | 1 | |
| Baffle space (B) | = | 45 | in |
| | = | 1,143 | m |
| | = | 3,750 | ft |
| Jumlah Baffle | = | 6 | |

**Dimensi Tube**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Jumlah (Nt) | = | 2861 | |
| Panjang (L) | = | 288 | in |
| | = | 7,315 | m |
| | = | 24 | ft |
| OD | = | 0,75 | in |
| | = | 0,019 | m |
| | = | 0,063 | ft |
| ID | = | 0,620 | in |
| | = | 0,016 | m |
| | = | 0,052 | ft |
| BWG | = | 16 | |
| Pitch | = | 54,000 | in |
| | = | 1,372 | m |
| | = | 4,500 | ft |
| Pass | = | 1 | |
| at' | = | 0,302 | $in^2$ |
| | = | 0,000195 | $m^2$ |
| | = | 0,00210 | $ft^2$ |

**Route Fluida**

| | | |
|---|---|---|
| Tube | = | Steam (Fluida panas) |
| Shell | = | Fluida umpan (Fluida dingin) |

**Fluida Dingin (Umpan)**

**a. Menghitung Flow Area**

Flow Area dapat dihitung dengan menggunakan rumus berikut :

$$as = \frac{IDs \times C' \times B}{Pt}$$

Dengan,

| | | |
|---|---|---|
| as | = | Luas aliran dalam shell ($in^2$) |
| IDs | = | Diameter shell (in) |
| C' | = | Clearence pitch (in) |
| B | = | Jarak antar baffle (in) |
| Pt | = | Pitch (in) |

dimana,

IDs = 60 in
C' = 53,250 in
B = 45 in
Pt = 54,000 in

Sehingga, flow area :

$$as = \frac{60 \text{ in} \times 53,250 \text{ in} \times 45 \text{ in}}{54,000 \text{ in}}$$

$= 2662,5 \text{ in}^2$
$= 1,718 \text{ m}^2$
$= 18,490 \text{ ft}^2$

**b. Mengitung Laju Alir Massa**

$$Gs = \frac{\text{m umpan}}{\text{as}}$$

Dengan,
m = 97147,518 kg/jam
as = 18,490 $\text{ft}^2$

Sehingga, laju alir massa:

$$Gs = \frac{97147,518 \text{ kg/jam}}{18,490 \text{ ft}^2}$$

$= 5254,176 \text{ kg/ft}^2\text{.jam}$
$= 11583,461 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}$

**c. Menghitung Bilangan Reynold**

Bilangan Reynold shell dihitung dengan menggunakan rumus berikut :

$$Res = \frac{De \times Gs}{\mu \text{ steam}}$$

Dengan,
Res = Bilangan Reynold shell
De = Diameter ekivalen (ft)
Gs = Laju alir massa ($\text{lb/ft}^2$.jam)
$\mu$ = Viskositas umpan (lb/ft.jam)

dimana,

Diameter ekivalen (De) dihitung menggunakan rumus berikut:

$$De = \frac{4 \times (1/2 \text{ Pt} \times 0,86\text{Pt} - 1/2 \pi (\text{OD tube})^2/4)}{1/2 \pi (\text{OD tube})}$$

dengan,
Pt = 54,000 in
ODt = 0,75 in

Data-data yang dibutuhkan untuk mencari bilangan reynold:
De = 4258,7150 in
= 354,8929 ft
Gs = 11583,461 $\text{lb/ft}^2\text{.jam}$
$\mu$ = 2,392 lb/ft.jam

Sehingga, Bilangan Reynold shell :

$$Res = \frac{354{,}8929 \text{ ft} \times 11583{,}461 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}}{2{,}39242 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 859150{,}00$$

**d. Menghitung Heat Transfer Koefisien**

Heat Transfer Koefisien dihitung menggunakan rumus berikut:

$$h_o = jH \left(\frac{k}{D_e}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_s$$

Dengan,

jH = Shell-side heat transfer
k = Thermal conductivity (Btu/ft.$^o$F.jam)
De = Diameter ekivalen (ft)
μ = Viskositas steam (lb/ft.jam)
Cp = Kapasitas panas steam (Btu/lb.$^o$F)
ϕs = Rasio Viskositas

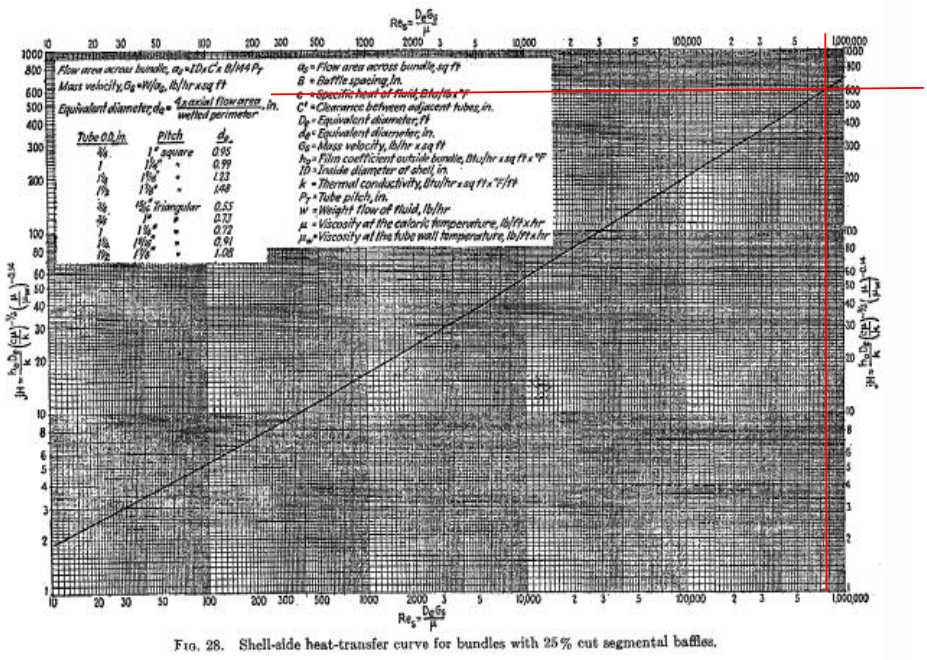


FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

Berdasarkan fig.28 (Kern, 1983) didapatkan jH = 600

Data-data yang diperlukan :

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| k | = | 0,333 | Btu/ft.$^o$F.jam | | | |
| De | = | 354,893 | ft | | | |
| μ | = | 2,392 | lb/ft.jam | | | |
| Cp | = | 9,659 | kJ/kg | = | 2,307 | Btu/lb.$^o$F |

Sehingga didapatkan :

ho/ϕs = 143,487 Btu/ft$^2$.$^o$F.jam

Mencari ϕs :

$$\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$

μw merupakan viskositas steam pada suhu dinding pipa (tw). Untuk mencari tw digunakan rumus :

$$t_w = t_c + \frac{h_o/\Phi_s}{h_{io}/\Phi_t + h_o/\Phi_s}(T_c - t_c)$$

Dengan,

tc = Caloric temperature hot fluid ($^oF$)
Tc = Caloric temperature cold fluid ($^oF$)
hio = Heat tranfer cofficient pada tube (Btu/ft$^2$.$^o$F.jam)
ϕt = Rasio viskositas pada tube
Fc = Caloric temperature factor = 1 (Fig. 17 Kern, 1983)

Mencari Tc :

Tc = $T_2$ + Fc ($T_1$ - $T_2$) = 245 $^o$F

Mencari tc

tc = $t_1$ + Fc ($t_2$ - $t_1$) = 320 $^o$F

Data-data yang diperlukan untuk mencari tw :

| | | | |
|---|---|---|---|
| ho/ϕs | = | 143,487 | Btu/ft$^2$.$^o$F.jam |
| hio/ϕt | = | 117,071 | Btu/ft$^2$.$^o$F.jam |
| Tc | = | 245 | $^o$F |
| tc | = | 320 | $^o$F |

Sehingga, didapatkan tw sebesar :

| | | | |
|---|---|---|---|
| tw | = | 278,698 | $^o$F |
| | = | 410,205 | K |
| | = | 137,055 | $^o$C |
| μw | = | 0,957 | lb/ft.jam |
| ϕs | = | 1,137 | |

Sehingga, didapatkan nilai koefisien perpindahan panas (ho) adalah :

ho = 163,133 Btu/ft$^2$.$^o$F.jam

**Fluida Panas (Steam)**

**a. Menghitung Flow Area**

Flow Area dapat dihitung denan menggunakan rumus berikut :

$$at = \frac{Nt \times at'}{n}$$

Dengan,

at = Luas aliran dalam tube (in$^2$)
Nt = Jumlah pipa
at' = Luas aliran per tube (in$^2$)
n = Jumlah pass

dimana,

Nt = 2861
at' = 0,302 in$^2$

n = 1

Sehingga, flow area :

$$at = \frac{2861 \text{ x } 0{,}302 \text{ in}^2}{1}$$

$$= 864{,}022 \text{ in}^2$$

$$= 0{,}557 \text{ m}^2$$

$$= 6{,}000 \text{ ft}^2$$

**b. Mengitung Laju Alir Massa**

$$Gt = \frac{msteam}{at}$$

Dengam,

m = 34221,513 kg/jam

at = 6,000 $ft^2$

Sehingga, laju alir massa:

$$Gt = \frac{34221{,}513 \text{ kg/jam}}{6{,}000 \text{ ft}^2}$$

$$= 5703{,}440 \text{ kg/ft}^2\text{.jam}$$

$$= 12573{,}919 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}$$

**c. Menghitung Bilangan Reynold**

Bilangan Reynold tube dihitung dengan menggunakan rumus berikut :

$$Ret = \frac{\text{ID tube x Gt}}{\mu \text{ steam}}$$

Dengan,

Ret = Bilangan Reynold tube

IDt = Diameter tube (ft)

Gt = Laju alir massa ($lb/ft^2$.jam)

μ = Viskositas steam (lb/ft.jam)

dimana,

IDt = 0,052 in

Gt = 12573,919 $lb/ft^2$.jam

μ = 0,035 lb/ft.jam

Sehingga, Bilangan Reynold tube :

$$Ret = \frac{0{,}052 \text{ ft x } 12573{,}919 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}}{0{,}035 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 18396{,}292$$

**d. Menghitung Heat Transfer Coeffisien**

Heat Transfer Koefisien dihitung menggunakan rumus berikut:

$$\boldsymbol{hi = jH \left(\frac{k}{D}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \phi t}$$

Dengan,

jH = Tube-side heat transfer

k = Thermal conductivity (Btu/ft.$^o$F.jam)

D = Inside diameter tube (ft)
μ = Viskositas fluida (lb/ft.jam)
Cp = Kapasitas panas fluida (Btu/lb.$^{o}$F)
ϕt = Rasio Viskositas
L/D = 464,516

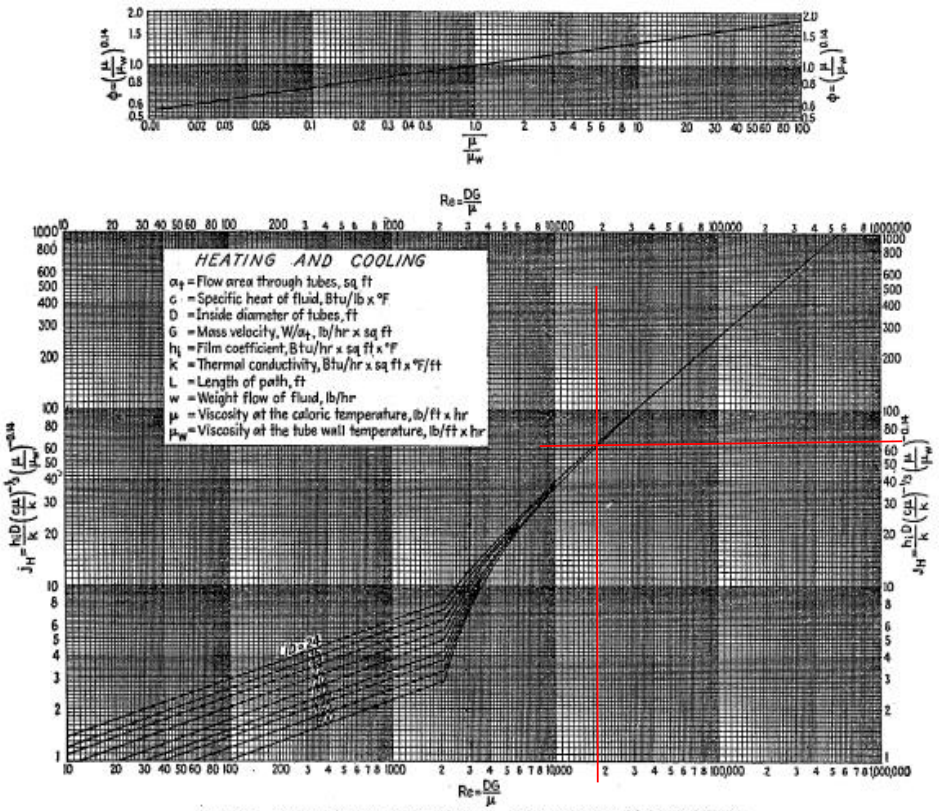



FIG. 24. Tube-side heat-transfer curve. (*Adapted from Sieder and Tate.*)

Berdasarkan fig.24 (Kern, 1983) didapatkan jH = 70

Data-data yang diperlukan :

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| k | = | 0,0030 | Btu/ft.$^{o}$F.jam | | | |
| D | = | 0,052 | ft | | | |
| μ | = | 0,035 | lb/ft.jam | | | |
| Cp | = | 1,925 | kJ/kg | = | 0,460 | Btu/lb.$^{o}$F |

Sehingga didapatkan :

hi/ϕt = 141,618 Btu/ft$^{2}$.$^{o}$F.jam

Nilai hi/ϕt didapat dengan persamaan berikut dengan persamaan berikut:

$$\frac{hio}{\phi t} = \frac{hi}{\phi t}\left(\frac{ID}{OD}\right)$$

$$\frac{hio}{\phi t} = 141{,}618\left(\frac{0{,}620}{0{,}75}\right)$$

$$\frac{hio}{\phi t} = 117{,}071 \text{ Btu/ft}^{2}.^{o}\text{F.jam}$$

Mencari ϕt :

$$\phi_t = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14}$$ , Ret above 2100

Data-data yang diperlukan:

| | | | |
|---|---|---|---|
| tw | = | 278,698 | $^oF$ |
| | = | 410,205 | K |
| | = | 137,055 | $^oC$ |
| μw | = | 0,033 | lb/ft.jam |
| ϕt | = | 1,009 | |

Didapatkan nilai hio adalah :

hio = 118,183 Btu/ft$^2$.$^o$F.jam

**11. Menghitung Clean Overall Coefficient (Uc)**

Clean Overall Coefficient (Uc) dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

Dengan,

ho = Heat transfer coefficient steam di shell (Btu/ft$^2$.$^o$F.jam)

hio = Heat transfer coefficient fluida di tube (Btu/ft$^2$.$^o$F.jam)

dimana,

ho = 163,133 Btu/ft$^2$.$^o$F.jam

hio = 118,183 Btu/ft$^2$.$^o$F.jam

Sehingga, Clean Overall Coefficient (Uc) :

$$Uc = \frac{118,183 \text{ Btu/ft}^2.^o\text{F.jam} \times 163,133 \text{ Btu/ft}^2.^o\text{F.jam}}{118,183 \text{ Btu/ft}^2.^o\text{F.jam} + 163,133 \text{ Btu/ft}^2.^o\text{F.jam}}$$

$$= 68,533 \text{ Btu/ft}^2.^o\text{F.jam}$$

**12. Menghitung Dirt Factor (Rd)**

Dirt Factor (Ud) dapat dihiting menggunakan persamaan:

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

Dengan,

Uc = Clean Overall Coefficient (Btu/ft$^2$.$^o$F.jam)

Ud = Design Overall Coefficient (Btu/ft$^2$.$^o$F.jam)

dimana,

Uc = 68,533 Btu/ft$^2$.$^o$F.jam

Ud = 41,787 Btu/ft$^2$.$^o$F.jam

Sehingga, Clean Overall Coefficient (Uc) :

$$Rd = \frac{68,533 \text{ Btu/ft}^2.^o\text{F.jam} - 41,787 \text{ Btu/ft}^2.^o\text{F.jam}}{68,533 \text{ Btu/ft}^2.^o\text{F.jam} \times 41,787 \text{ Btu/ft}^2.^o\text{F.jam}}$$

$$= 0,009 \text{ ft.}^o\text{F.jam/Btu}$$

Rdmin = 0,003 ft.$^o$F.jam/Btu

Rd > Rdmin, maka alat dianggap layak

**13. Menghitung Pressure Drop**

**Shell**

Untuk menghitung pressure drop di shell digunakan persamaan berikut:

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} D_e \times s \times \phi_s}$$

Dengan,

| | | |
|---|---|---|
| f | = | Friction factor |
| Gs | = | Laju alir massa (lb/ft$^2$.jam) |
| Ds | = | Inside diameter shell (ft) |
| N+1 | = | Number of Crosess |
| De | = | Diameter ekivalen (ft) |
| s | = | Specific Grafity |
| ϕs | = | Viscosity rasio |

Mencari nilai f :

Nilai f didapatkan dari Fig. 29 (Kern, 1983) dengan Res = 859149,998

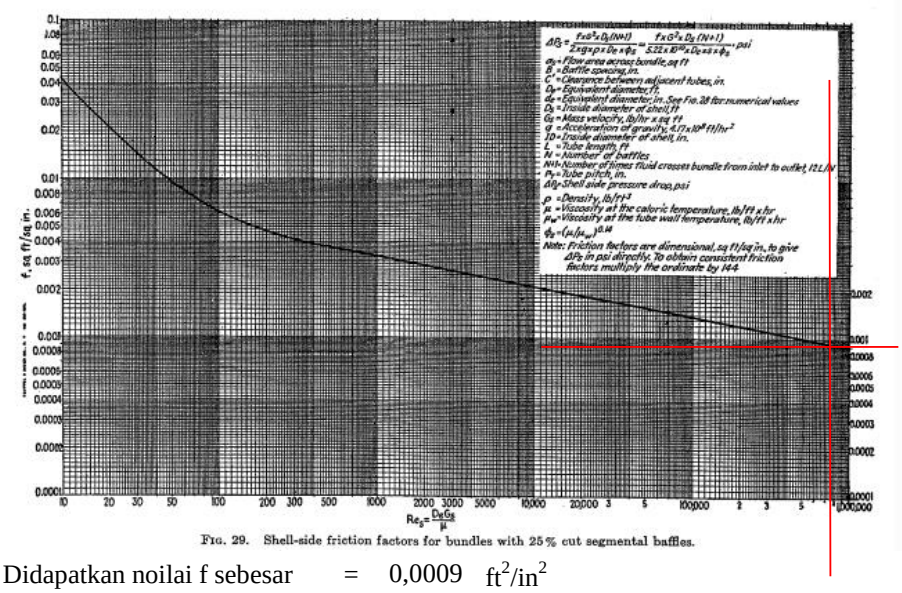


FIG. 29. Shell-side friction factors for bundles with 25% cut segmental baffles.

Didapatkan noilai f sebesar = 0,0009 ft$^2$/in$^2$

Mancari N+1 :

$$N + 1 = \frac{12\ L}{B}$$

Dengan,

| | | |
|---|---|---|
| L | = | Panjang tube (ft) |
| B | = | Baffle space (in) |

Sehingga didapatkan:

N + 1 = 6,4

Data-data yang diperlukan:

| | | | |
|---|---|---|---|
| f | = | 0,0009 | ft$^2$/in$^2$ |
| Gs | = | 11583,461 | lb/ft$^2$.jam |
| Ds | = | 5,000 | ft |

N+1 = 6,4
De = 354,893 ft
s = 1,58
ϕs = 1,137

Sehingga didapatkan:

ΔPs = 0,000012 psi

Dimana, ΔPmax = 10 psi
ΔPs < ΔPmax (memenuhi standar)

**Tube**

Untuk menghitung pressure drop di tube digunakan persamaan berikut:

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5{,}22 \times 10^{10} D \times s \times \phi_s}$$

Dengan,

f = Friction factor
Gt = Laju alir massa (lb/ft$^2$.jam)
D = Inside diameter tube (ft)
s = Specific grafity
ϕt = Viscosity ratio

Mencari nilai f :

Nilai f didapatkan dari fig.26 (kern,1983) dengan Ret = 18396,292

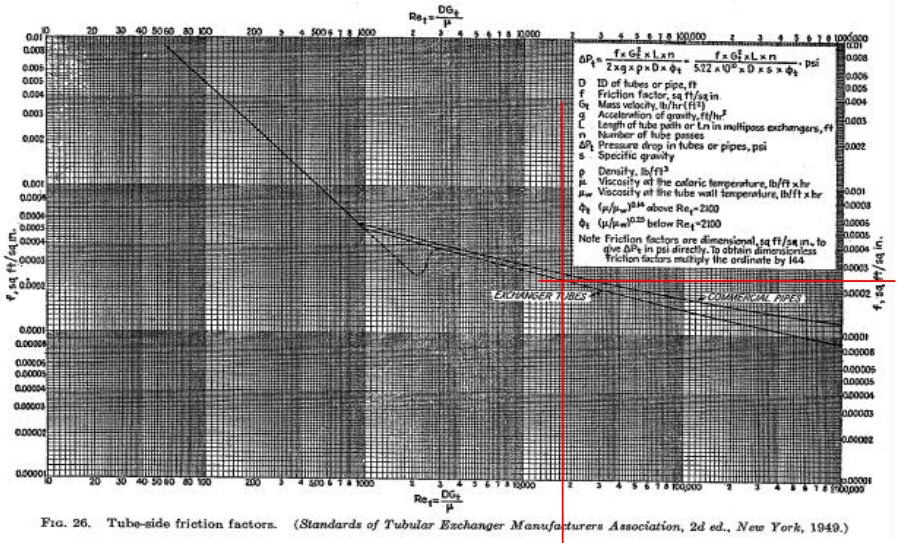



Fig. 26. Tube-side friction factors. (*Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.*)

Didapatkan nilai f sebesar = 0,00025 ft$^2$/in$^2$

Data-data yang diperlukan:

f = 0,00025 ft$^2$/in$^2$
Gt = 12573,919 lb/ft$^2$.jam
L = 24 ft
n = 1

D = 0,052 ft
s = 0,977
$\phi t$ = 1,0095
Sehingga didapatkan:
$\Delta Ps$ = 0,0004 psi

Dimana, $\Delta Pmax$ = 2 psi
$\Delta Ps < \Delta Pmax$ (memenuhi standar)

**14. Sifat Fisis Fluida Keluar Evaporator**

Kondisi fluida keluar evaporator :
T fluida keluar = 118,333 $^oC$
= 245,00 $^oF$
= 391,48 K
P fluida keluar = 1 atm

**Densitas Fluida Keluar Hasil Bawah**

Densitas Fase Liquid :

$$\rho l = AB^{-(1-T/T_c)^n}$$

Data densitas fase liquid berdasarkan yaws :

| Komponen | A | B | n | Tc | Tmin | Tmax | ρ 25°C |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,2857 | 647,13 | 273,16 | 647,13 | 1,027 |
| NaOH | 0,19975 | 0,09793 | 0,25382 | 2820 | 596 | 2000 | |

Data densitas fase padat berdasarkan Perry:

| Komponen | Specific.Grav | ρ (kg/L) | ρ (kg/$m^3$) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 3,99 | 3,99 | 3990 |
| $NaAlO_2$ | 0,97xρair (20°C) | 1,00118 | 1001,18 |

| rapat massa air | |
|---|---|
| 1 | g/$cm^3$ |
| 1 | kg/L |

Menghitung densitas fase liquid umpan masuk:

| Komponen | (1-T/Tc)^n | (B^-(1-T/Tc)^n) | ρ (kg/L) | ρ (kg/$m^3$) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,7669 | 2,6991 | 0,9368 | 936,844 |
| NaOH | 0,9628 | 9,3653 | 1,8707 | 1870,718 |
| $H_2O$ (20°C) | 0,8418 | 2,9736 | 1,0321 | 1032,14704 |

Menghitung densitas campuran:

| Komponen | BM | Output | | ρ (lb/$ft^3$) | xi | xi.ρ | Fv ($ft^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | lb/jam | | | | |
| Al2O3.3H2O | 156 | 77,279 | 170,401136 | 249,095 | 0,00093 | 0,23 | 0,684 |
| NaOH | 40 | 40110,577 | 88443,8217 | 116,789 | 0,480 | 56,1 | 757,299 |
| NaAlO2 | 82 | 81,324 | 179,318975 | 62,504 | 0,001 | 0,06 | 2,869 |
| H2O | 18 | 43213,529 | 95285,8305 | 58,487 | 0,518 | 30,3 | 1629,181 |
| **Total** | | **83482,709** | **184079,372** | **486,874** | **1** | **86,7** | **2390,033** |

Sehinga, densitas hasil bawah total:

$$\rho = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

$= 77{,}020 \ \text{lb/ft}^3 = 1233{,}700 \ \text{kg/m}^3$

**Densitas Fluida Keluar Hasil Atas**

| Komponen | BM | Output | | $\rho$ (lb/ft$^3$) | Fv (ft$^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | lb/jam | | |
| $H_2O$ | 18 | 13664,810 | 30130,9058 | 58,487 | 515,173 |

Sehinga, densitas hasil atas total:

$$\rho = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

$= 58{,}487 \ \text{lb/ft}^3 = 936{,}844 \ \text{kg/m}^3$

**Viskositas Fluida Keluar**

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$\mu$ = exp ( C1 + C2/T + C3ln (T) + C4T^C5 )

Dimana,

$\mu$ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air pada suhu keluar evaporator = 391,48 K

$\mu$ air = 0,000232 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasumsikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

$\mu$ campuran = 2 x $\mu$ air

= 2 x 0,000232 Pa.s

= 0,000464 Pa.s

= 0,00031208 lb/ft.s = 1,1235 lb/ft.h

= 0,464 cP

**15. Menentukan Dimensi Evaporator**

**a. Menghitung Tinggi Evaporator**

Jika tinggi cairan diatas tube sheet 10% dari panjang tube dan bagian bawah juga 10 %, maka tinggi cairan dapat dihitung :

HL = 1,2 x 24 ft

= 28,8 ft

= 8,78 m

Kemudian dipilih ID = H karena evaporator berbentuk vessel kecil dengan tutup, Maka tinggi ruang uap evaporator = diameter dalam shell.

H = IDs
= 5 ft
= 1,52 m

Sehingga didapatkan tinggi shell evaporator dengan persamaan berikut :

Hs = HL + H
= 28,8 ft + 5 ft
= 33,8 ft
= 10,3 m
= 405,6 in

**b. Menentukan Tekanan Perancangan Evaporator**

Tekanan Operasi = 1 atm

Tekanan perancangan dibuat 20% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan. Sehingga tekanan perancangan :

P design = 120% x 1 atm
= 1,2 atm
= 17,64 psi

**c. Menghitung Tebal Dinding Evaporator**

Tebal dinding evaporator untuk bentuk head torispherical menggunakan persamaan berikut :

$$ts = \frac{0{,}885 \cdot P \cdot Ri}{f \cdot E - 0{,}1P} + C$$

(Brownell and Young, 1958 halaman 258)

Dengan,

ts = Tebal shell evaporator (in)
P = Tekanan design (psi)
ri = Jari-jari dalam shell (in)
f = Allowable shell (psi)
E = Effisiensi sambungan
C = Faktor korosi (in)

dimana,

**Bahan Konstruksi Evaporator**

Pemilihan bahan konntruksi evaporator didasarkan pada bahan yang direaksikan dalam hal ini evaporator digunakan untuk memekatkan NaOH dan menguapkan H2O. Sehingga dipilih evaporator dengan bahan stainless steel SA 167 tipe 304 karena memiliki ketahanan suhu dan korosi yang baik.

**Allowable stress (f)**

Allowable Stress (f) = 18750 psi
(Brownell and Young, hall 342)

**Efisiensi sambungan ( E )**

Dari tabel 13.2, Brownell and Young dipilih sambungan double welded butt joint, sehingga Efisiensi Sambungan ( = 0,8

**Faktor korosi ( C )**

Faktor korosi yang diizinkan untuk stainless steel berdasarkan buku Timmerhaus halaman 524 adalah:

$C = \frac{1}{8}$ in = 0,125 in

Data-data yang diperlukan untuk menghitung tebal shell evaporator :

P = 17,64 psi
ri = 30 in
f = 18750 psi
E = 0,8
C = 0,125 in

Sehingga, tebal shell evaporator :

$$ts = \frac{0,885 \times 17,64 \text{ psi} \times 30 \text{ in}}{18750 \text{ psi} \times 0,8 - 0,1 \times 17,64 \text{ psi}} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,15622 \text{ in}$$

Maka, diambil tebal shell standar evaporator sebesar :

t shell = 3/16 in
= 0,1875 in (Brownell and Young, 1958)

Menghitung Diameter luar shell (OD shell) :

OD s = ID + 2. tshell
= 60 in + ( 2 x 0,1875 in )
= 60,375 in

Maka, diambil Diameter luar shell evaporator (OD) standar sebesar :

OD shell = 66 in

(Brownell and Young, 1958 halaman 88)

**d. Menentukan dan Menghitung Head Tangki**

**Tipe Head**

Bentuk-bentuk head yaitu:

1. Flanged only head
   Head jenis ini digunakan untuk vessel dengan tekanan uap rendah. Biasanya digunakan untuk bahan bakar minyak.
2. Flanged Standart Dished Head and Flanged Swallow Dished Head
   Head jenis ini digunakan untuk vesel yang umumnya bertekanan rendah. Biasanya digunakan pada cairan volatile seperti naphta, gasoline dan kerosine.
3. Flanged and Dished Head (Torispherical)
   Head tipe ini umumnya digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 15-200 $lb/in^2$ atau setara dengan 1-13,6 atm
4. Elliptical Dished Heads Meeting ASME and API ASME
   Head ini digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 100 - lebih dari 200 psig atau setara 6,8-12,6 atm.

Berdasarkan tekanan operasi evaporator maka dipilih Flanged and Dished Head (Torispherical) dan juga pertimbangan head ini merupakan head yang paling banyak digunakan dalam perancangan.

**Tebal Head**

Bahan konstruksi untuk head evaporator yang dipilih adalah jenis Stainless Stell SA 167 tipe 304. Untuk menghitung tebal head evaporator digunakan persamaan berikut :

$$t_{head} = \frac{P \cdot r \cdot W}{2 \cdot f \cdot E - 0{,}2 \cdot P} + C$$ (Brownell and Young, 1958 halaman 88)

- Mencari nilai W (stress intensification factor)
  Berdasarkan tabel 5.7 Dimension of ASME code flanged and dished head hal 90 Brownell and Young untuk OD = 90 in diperoleh spesifikasi berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| OD Shell | = | 90 | in |
| Icr (inside corner radius) | = | 5,5 | in |
| rc (crowd radius) | = | 90 | in |

  Maka, W dapat dihitung dengan persamaan:

$$W = \frac{1}{4}\left(\frac{rc}{icr}\right)^{½}$$ (Brownell and Young, 1958 halaman 138)

$$= \frac{1}{4}\left(\frac{90}{5{,}5}\right)^{½}$$

$$= 1{,}011$$

Data - data yang diperlukan untuk menghitung tebal head evaporator :

| | | | |
|---|---|---|---|
| P | = | 17,64 | psi |
| r | = | 30 | in |
| W | = | 1,011 | |
| f | = | 18750 | psi |
| E | = | 0,8 | |
| C | = | 0,125 | in |

Sehingga, tebal head evaporator :

$$t_{head} = \frac{17{,}64 \text{ psi} \times 30{,}00 \text{ in} \times 1{,}011}{2 \times 18750 \text{ psi} \times 0{,}8 - 0{,}2 \times 17{,}64 \text{ psi}} + 0{,}125$$

$$= 0{,}1428 \text{ in}$$

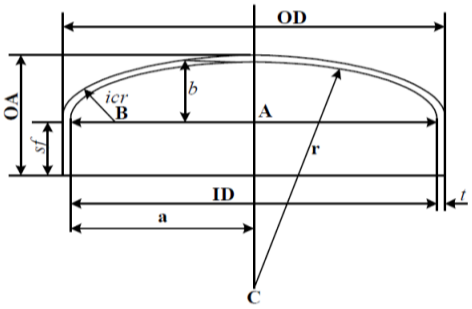
Maka, diambil tebal head standar evaporator sebesar :

t head = 3/16 in

= 0,1875 in (Brownell and Young, 1958)

**Tinggi Head**

Adapun skema perancangan head berdasarkan Brownell and Young halaman 87 sebagai berikut:



dengan,

| | | |
|---|---|---|
| icr | = | inside corner radius |
| sf | = | standart straight flange |
| r | = | radius of dish |
| OD | = | outside diameter |
| ID | = | inside diameter |
| b | = | depth of dish |
| a | = | inside diameter |
| OA | = | tinggi head |

Untuk thead standart 3/16 in, berdasarkan tabel 5.6 Dimension of Flanged Standart Dished Heads Brownell and Young halaman 88 diperoleh nilai standart Stright flange (sf) untuk ketebalan tersebut berkisar pada rentang 1,5-2 in sehingga untuk perancangan ini dipilih sf = 1,5 in

Maka, dimensi lain dari head reaktor dapat dihitung sebagai berikut:

a = 0,5 IDs
= 0,5 x 60 in
= 30 in

AB = a - icr
= 30 in - 5,5 in
= 24,5 in

BC = rc - icr
= 90 in - 5,5 in
= 84,5 in

AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$
= 80,87 in

b = rc - AC
= 90 in - 80,87 in
= 9,13 in

OA = sf + b + thead
= 1,5 in + 9,13 in + 0,1875 in
= 10,817 in

Sehingga, didapat tinggi head adalah = 10,817 in = 0,275 m

**e. Menghitung tinggi total evaporator**

Tinggi total evaporator dapat dihitung dengan persamaan berikut :

Tinggi total evaporator = Tinggi shell + 2 . Tinggi head
= 405,600 + ( 2 x 10,817 )
= 427,234 in
= 35,603 ft
= 10,852 m

**16. Merancang Pipa Outlet dan Inlet Evaporator**

**a. Pipa Pemasukan Umpan**

Untuk menghitung diameter pipa pemasukan umpan digunakan persamaan berikut:

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45}(\rho_H)^{0{,}13}$$

(Peters and Timmerhaus, 1991)

Dengan,

Di = Diameter dalam pipa (in)
QH = Kecepatan volumetrik umpan ($ft^3/s$)
ρH = Densitas umpan ($lb/ft^3$)

dimana,

| | | | |
|---|---|---|---|
| QH | = | 2764,562 | $ft^3$/jam |
| | = | 0,768 | $ft^3$/s |
| ρH | = | 77,484 | $lb/ft^3$ |

Sehingga, nilai diameter pipa pemasukan umpan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Di | = | 6,0962 | in |
| | = | 0,5080 | ft |
| | = | 0,155 | m |

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan dengan ukuran pipa standar dengan dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal 844. Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size (Nps) | = | 8 | in |
| Schedule Number (Sch) | = | 40 | |
| Outside Diameter (OD) | = | 8,625 | in |
| Inside Diameter (ID) | = | 7,981 | in |
| Flow Area per Pipe | = | 50 | $in^2$ |

**b. Pipa Keluaran Hasil Atas (Fase Uap)**

Untuk menghitung diameter pipa keluaran hasil atas digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45}(\rho_H)^{0{,}13}$$

(Peters and Timmerhaus, 1991)

Dengan,

Di = Diameter dalam pipa (in)
QH = Kecepatan volumetrik hasil atas (ft3/s)
ρH = Densitas hasil atas (lb/ft3)

dimana,

| | | | |
|---|---|---|---|
| QH | = | 515,173 | $ft^3$/jam |
| | = | 0,143 | $ft^3$/s |
| ρH | = | 58,487 | $lb/ft^3$ |

Sehingga, nilai diameter pipa keluaran hasil atas :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Di | = | 2,7595 | in |
| | = | 0,2300 | ft |
| | = | 0,070 | m |

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan dengan ukuran pipa standar dengan dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal 844. Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size (Nps) | = | 3 | in |
| Schedule Number (Sch) | = | 40 | |
| Outside Diameter (OD) | = | 3,5 | in |
| Inside Diameter (ID) | = | 3,068 | in |
| Flow Area per Pipe | = | 7,38 | $in^2$ |

**c. Pipa Keluaran Hasil Bawah (Fase Cair)**

Untuk menghitung diameter pipa keluaran hasil bawah digunakan persamaan:

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0,45} (\rho_H)^{0,13}$$

(Peters and Timmerhaus, 1991)

Dengan,

Di = Diameter dalam pipa (in)
QH = Kecepatan volumetrik hasil bawah (ft3/s)
ρH = Densitas keluaran hasil bawah (lb/ft3)

dimana,

| | | | |
|---|---|---|---|
| QH | = | 2390,033 | $ft^3$/jam |
| | = | 0,664 | $ft^3$/s |
| ρH | = | 77,020 | $lb/ft^3$ |

Sehingga, nilai diameter pipa keluaran hasil bawah :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Di | = | 5,7052 | in |
| | = | 0,4754 | ft |
| | = | 0,145 | m |

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan dengan ukuran pipa standar dengan dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal 844. Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size (Nps) | = | 6 | in |
| Schedule Number (Sch) | = | 40 | |
| Outside Diameter (OD) | = | 6,625 | in |
| Inside Diameter (ID) | = | 6,065 | in |
| Flow Area per Pipe | = | 28,9 | $in^2$ |

## KESIMPULAN EVAPORATOR (EV-01)

**Fungsi** : Memekatkan NaOH menjadi 48% yang merupakan keluaran filtrat RDVF-02 yang berupa NaOH, $H_2O$ dan sisa $Al_2O_3.3H_2O$, $NaAlO_2$ dengan laju alir 97147,518 kg/jam

**Jenis** : Vertical long tube evaporator, Natural circulation

**Jumlah** : 1 unit

**Kondisi Operasi**

Tekanan : 1 atm

Suhu : 103,89 $^oC$

**Media Pemanas**

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Jenis fluida | : | Steam | | | | |
| Massa yang dibutuhkan | : | 34221,513 | kg/jam | | | |
| Suhu Masuk | : | 160 | $^oC$ | | | |
| Suhu Keluar | : | 160 | $^oC$ | | | |

**Mechanical Design**

1. Shell

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | : | Stainless Steel Type SA 167 Grade 3 Tipe 304 | | | | |
| Diameter dalam (ID) | : | 60 | in | = | 1,5240 | m |
| Diameter luar (OD) | : | 66 | in | = | 1,6764 | m |
| Tebal | : | 0,1875 | in | = | 0,0048 | m |
| Tinggi | : | 405,6 | in | = | 10,3022 | m |
| Pressure drop | : | 0,0 | psi | | | |
| Pass | : | 1 | | | | |
| Jumlah Baffle | : | 6 | | | | |

2. Tube

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | : | Stainless Steel Type SA 167 Grade 3 Tipe 304 | | | | |
| Diameter dalam (ID) | : | 0,620 | in | = | 0,0157 | m |
| Diameter luar (OD) | : | 0,75 | in | = | 0,0191 | m |
| Panjang | : | 288 | in | = | 7,3152 | m |
| Jumlah | : | 2861 | | | | |
| Pressure Drop | : | 0,0004 | psi | | | |
| Pass | : | 1 | | | | |

3. Head

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Bahan Konstruksi | : | Stainless Steel Type SA 167 Grade 3 Tipe 304 | | | | |
| Tebal | : | 0,1875 | in | = | 0,0048 | m |
| Tinggi | : | 10,817 | in | = | 0,275 | m |

4. Tinggi Total Evaporator : 427,234 in = 10,852 m

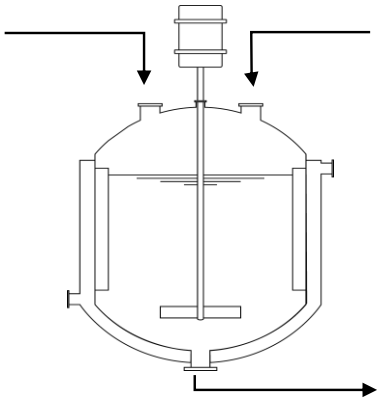
5. Perancangan Pipa Evaporator

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| ID Pipa umpan masuk | : | 6,096 | in | = | 0,155 | m |
| ID pipa hasil atas | : | 2,759 | in | = | 0,070 | m |
| ID Pipa hasil bawah | : | 5,705 | in | = | 0,145 | m |

# LAMPIRAN
# ALAT KECIL

**MIXER**
**(M-01)**

**Fungsi** : Mengencerkan NaOH padat menjadi NaOH 48% dengan menggunakan $H_2O$
**Jenis** : Tangki Berpengaduk



**Kondisi Operasi**

Tekanan : 1 atm
Suhu : 50 $^oC$

**Neraca Massa**

Pembuatan larutan NaOH 48% taitu dengan mengencerkan NaOH padat dengan kemurnian 98% menggunakan $H_2O$. Jumlah NaOH yang dibutuhkan tergantung pada reaksi pada tahap digestion. Reaksi digetion:

$Al_2O_3.3H_2O + 2NaOH \longrightarrow 2NaAlO_2 + 4H_2O$

Dengan massa $Al_2O_3.3H_2O$ sebesar 23,718 kmol/jam, maka mol NaOH 48% sama dengan 2 kali mol $Al_2O_3.H_2O$ yaitu sebesar 47,436 kmol/jam, sehingga :

Massa larutan NaOH 48% = Mol x BM
= 21,46 kmol/jam x 40 kg/kmol
= 858,27 kg/jam

Reaksi pelarutan NaOH menjadi NaOH 48%

NaOH 98% + $H_2O$ $\longrightarrow$ Larutan NaOH 48%

Neraca massa komponen NaOH

Massa NaOH arus masuk = Massa larutan NaOH 48%
= 858,27 kg/jam

Neraca massa komponen $H_2O$

Massa $H_2O$ masuk = $\frac{2\%}{98\%}$ x 858,27 kg/jam
= 17,516 kg/jam

Massa $H_2O$ pada larutan NaOH 48% = $\frac{52\%}{48\%}$ x 858,27 kg/jam

= 929,8 kg/jam

Massa $H_2O$ tambahan = Massa $H_2O$ pada larutan NaOH 48% - Massa $H_2O$ masuk

= 929,8 kg/jam - 17,516 kg/jam

= 912,3 kg/jam

Maka tambahan $H_2O$ untuk mengencerkan NaOH padat menjadi larutan NaOH 48% sebesar = 912,3 kg/jam

a. Umpan Masuk NaOH padat

| Komponen | BM | Input | |
|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam |
| NaOH | 40 | 858,270 | 21,457 |
| $H_2O$ | 18 | 17,516 | 0,973 |
| **Total** | | **875,785** | **22,430** |

b. Umpan Masuk $H_2O$ Pengenceran

| Komponen | BM | Input | |
|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam |
| $H_2O$ | 18 | 912,276 | 50,682 |
| **Total** | | **912,276** | **50,682** |

c. Hasil Pencampuran Mixer

| Komponen | BM | Input | |
|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam |
| NaOH | 40 | 858,270 | 21,457 |
| $H_2O$ | 18 | 929,792 | 51,655 |
| **Total** | | **1788,062** | **73,112** |

**Neraca Panas**

Panas masuk - panas hasil pencampuran + panas pelarutan + panas beban = 0

Diketahui Cp untuk masing-masing komponen sebagai berikut:

| Komponen | Cp=A+BT+CT²+DT³ (kJ/kmol.K) | | | |
|---|---|---|---|---|
| | A | B | C | D |
| NaOH | 87,629 | -4,84E-04 | -4,54E-06 | 1,19E-09 |
| $H_2O$ | 92,053 | -4,00E-02 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

**Panas Umpan Masuk (H1)**

Tin = 30 ˚C = 303 K

Tref = 25 ˚C = 298 K

| Komponen | n | ∫Cp.dT | H1 |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| NaOH (s) | 21,457 | -448,594 | -9625,367 |
| $H_2O$ (l) | 0,973 | -388,820 | -378,358 |
| **Total** | **22,430** | **-837,414** | **-10003,726** |

**Panas $H_2O$ Pelarutan (H2)**

Tin = 30 ˚C = 303 K
Tref = 25 ˚C = 298 K

| Komponen | n | ∫Cp.dT | H2 |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| $H_2O$ (l) | 50,682 | -388,820 | -19706,161 |
| **Total** | **50,682** | **-388,820** | **-19706,161** |

**Panas Pelarutan (Qx)**

Dari grafik literatur (Smith, 1954) diperoleh data sebagai berikut:

- Input NaOH kadar 98%
  Massa NaOH = 875,785 kg/jam
  Panas Pelarutan NaOH = -638,000 kJ/kg
- Input $H_2O$ tambahan = 0% kadar berat NaOH
  Massa $H_2O$ = 912,276 kg/jam
  Panas Pelarutan NaOH = -1112,000 kJ/kg
- Output larutan NaOH kadar 48%
  Massa NaOH = 1788,062 kg/jam
  Panas Pelarutan NaOH = -1050,000 kJ/kg

Sehingga,

Qx = Qoutput - Qinput
= -304262,39 kJ/jam

Sehingga mencari suhu setelah pelarutan (T)

$$T = \frac{Qr}{\sum n \times cp} + 303K$$

= 328,99 K
= 55,84 $^oC$

**Panas Hasil Pencampuran (H3)**

Tout = 55,84 ˚C = 329 K
Tref = 25 ˚C = 298 K

| Komponen | n | ∫Cp.dT | H3 |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| NaOH (aq) | 21,457 | 2189,967 | 46989,556 |
| $H_2O$ (l) | 51,655 | 1894,353 | 97853,030 |
| **Total** | **73,112** | **4084,321** | **144842,587** |

**Beban Panas (Qs)**

Beban Panas = Panas masuk + panas pelarutan - panas produk
Qs = H1 + H2 + Qx - H3
= -189129,689 kJ/jam

Sehingga, beban panas pendingin (Qs) = -189129,689 kJ/jam

**Neraca Panas Overall**

| Parameter | Masuk | Keluar |
|---|---|---|
| H1 | 10003,726 | |
| H2 | 19706,161 | |
| H3 | | 144842,587 |
| Qx | 304262,389 | |
| Qs | | 189129,69 |
| **Total** | **333972,276** | **333972,276** |

Jika mixer dibuat adiabatik tanpa pendingin maka beban panas = 0

Beban Panas = Panas masuk + panas pelarutan - panas produk

Qs = H1 + H2 + Qx - H3

0 = H1 + H2 + Qx - H3

Maka Q output menjadu:

Qoutput = Qinput + Qpelarutan

= -333972,276

Menghitung Tout adiabatis

Qs = mproduk.Cp.dT

dT = Tout - Tref

Menggunakan metode goalseek pada ms.excell didapatkan T out = 356,06 K

= 82,91 ˚C

**1. Menghitung Volume Cairan**

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (Kg/L) | xi.ρ | Fv (L/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | |
| NaOH | 40 | 858,270 | 21,457 | 0,48 | 1,214 | 0,582 | 707,26785 |
| $H_2O$ | 18 | 929,792 | 51,655 | 0,52 | 0,996 | 0,518 | 933,901162 |
| **Total** | | **1788,062** | **73,112** | **1,00** | **2,209** | **1,100** | **1641,16901** |

Maka kecepatan volumetrik

ρ campuran = 1,100 kg/L

$$qo = \frac{\text{Massa masuk}}{\rho \text{ campuran}}$$

$$= \frac{1788,062 \text{ kg/jam}}{1,100 \text{ kg/L}}$$

= 1625,227 L/jam

Jika waktu tingak (t) dirancang selama 15 menit atau 0,25 jam, maka:

V cairan (Vc) = qo x t

= 1625,227 L/jam x 0,25 jam

= 406,307 L

= 0,406 $m^3$

= 107,335 gallon

Volume Over Design

Overdesign = 20%

Sehingga,

100% + 20% = 120% (Peters and Timmerhaus, 1991)

Maka, volume reaktor pasca overdesign

= 107,335 gall x 1,2

= 128,802 gall

= 0,488 $m^3$

**2. Menentukan Dimensi Mixer**

**Table 8.8 Typical Manufacturer's Standard Stirred Reactors[a] (All-Welded Construction)**

| Rated Capacity (gal) | Actual Capacity (gal full) | | | Outside Diameter of Innershell (in). | | | Straight Side (in). | | | Heat-Transfer Area (sq ft) | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[c] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | P-g | P-s[b] | B-s[b] | B-sp[b] |
| 300 | 357 | 414 | | 48 | 48 | | 33 | 40 | | 41 | 51.3 | | |
| 500 | 580 | 653 | 559 | 48 | 54 | 54 | 58 | 51 | 51 | 80 | 60 | 70 | 75 |
| 750 | 860 | 898 | 807 | 60 | 60 | 60 | 52 | 59 | 60 | 96 | 85 | 93 | 97 |
| 1000 | 1142 | 1155 | 1075 | 60 | 60 | 66 | 72 | 80 | 66 | 122 | 105 | 112 | 118 |
| 1200 | | | 1253 | | | 66 | | | 78 | | | 126 | 135 |
| 1250 | | 1483 | | | 72 | | | 68 | | | 115 | | |
| 1500 | 1799 | 1779 | 1554 | 78 | 78 | 72 | 65 | 69 | 81 | 158 | 135 | 148 | 155 |
| 2000 | 2220 | 2276 | 2083 | 78 | 78 | 78 | 84 | 93 | 93 | 191 | 180 | 194 | 191 |
| 2200[d] | 2469 | | | 78 | | | 96 | | | 211 | | | |
| 2500 | | | 2756 | | | 84 | | | 105 | | | 209 | 230 |
| 3000 | 3012 | 3522 | 3272 | 96 | 96 | 90 | 77 | 90 | 108 | 236 | 205 | 230 | 256 |
| 3500 | | | 3827 | | | 96 | | | 111 | | | 254 | 283 |
| 3700[d] | 4201 | | | 96 | | | 102 | | | 290 | | | |
| 4000 | 4416 | 4525 | 4354 | 96 | 96 | 102 | 109 | 122 | 111 | 300 | 270 | 272 | 304 |
| 5000[d] | 5714 | | | 108 | | | 108 | | | 350 | | | |
| 5000 | 5601 | 5629 | 5388 | 102 | 108 | 108 | 125 | 118 | 123 | 362 | 312 | 320 | 353 |
| 5000[e] | | | | | | 108 | | | 108 | | | | 375 |
| 6000 | 6713 | 6790 | 6601 | 108 | 114 | 120 | 134 | 128 | 120 | 409 | 360 | 354 | 395 |
| 7500[e] | | 8397 | | | 120 | 126 | | 145 | 126 | | 424 | | 445 |
| 8000 | 8979 | 8887 | 8765 | 120 | 120 | 132 | 144 | 155 | 132 | 492 | 451 | 453 | 466 |
| 10,000 | 11,303 | 11,282 | 10,775 | 132 | 138 | 144 | 148 | 144 | 135 | 565 | 498 | 485 | 540 |
| 10,000[e] | | | | | | 138 | | | 138 | | | | 549 |
| 15,000[e] | 16,692 | 16,274 | | 144 | 150 | 144 | 188 | 180 | 192 | 755 | 670 | | 729 |
| 20,000[e] | | 21,246 | | | 150 | 144 | | 245 | 252 | | 884 | | 936 |
| 30,000[e] | | | | | | 184 | | | 271 | | | | 1388 |

Volume reaktor = 300 gall

= 1,136 $m^3$

= 1135,624 l

OD = 48 in = 1,219 m

H = 40 in = 1,016 m

Heat Transfer Area = 51,3 $ft^2$

**Menentukan Tebal Dinding Mixer (Shell)**

Reaktor terdiri dari atas dinding (*shell* ), tutup atas dan tutup bawah *(head* ).

$$ts = \frac{P \cdot Ro}{f \cdot E + 0{,}4\ P} + C$$

(Brownell and Young, pers. 13.1 hal. 254)

Keterangan :

C = Faktor korosi

Pdesain = Tekanan terukur

ro = Jari-jari luar *shell*

*f* = *Stress* yang diijinkan

E = Efisiensi sambungan

Maka,

a. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi yang dipilih : Stainless Steel Type SA 167 Grade 11
(Browneel and Young, hall 342)

Alasan Pemilihan:

Stainless steel dipilih karena merupakan logam yang tidak bernoda jika terjadi korosi, memiliki struktur yang kuat dan ketahanan pada suhu tinggi

b. Tekanan Perancangan

Tekanan Operasi = 1 atm = 14,70 psia

maka,

Tekanan Design = Tekanan Operasi x 1,2
= 14,70 psia x 1,2
= 17,64 psia

c. Allowable Stress (f) = 17900
(Brownell and Young, hall 342)

d. Efisiensi Sambungan

Dari tabel 13.2, Brownell and Young dipilih sambungan Single Welded, sehingga:

Efisiensi Sambungan ( E ) = 0,85

e. Faktor Korosi ( C )

Faktor korosi yang diijinkan untuk stainless steel berdasarkan buku Timmerhaus halaman 524 adalah:

$$C = \frac{1}{8} \text{ in} = 0{,}125 \text{ in}$$

f. Jari-jari Reaktor (ro)

$$= \frac{OD}{2}$$

$$= \frac{48}{2} \text{ in}$$

$$= 24 \text{ in}$$

Sehingga,

Tebal dinding mixer (shell) dapat dihitung dengan :

$$tseel = \frac{P \cdot ro}{f \cdot E + 0{,}4\,P} + C$$

$$= \frac{17{,}640 \times 24}{17.900 \times 0{,}85 + 0{,}4 \times 17{,}640} + 0{,}125$$

$$= 0{,}1528 \text{ in}$$

$$= 0{,}0039 \text{ m}$$

Maka, diambil tebal mixer standart yaitu 3/16 atau 0,1875 in
(Brownel and Young, hall 88)

**Menentukan dan Menghitung Head Tangki:**

a. Tipe Head

Bentuk-bentuk head yaitu:

1. Flanged only head

Head jenis ini digunakan untuk vessel dengan tekanan uap rendah. Biasanya digunakan untuk bahan bakar minyak.

2. Flanged Standart Dished Head and Flanged Swallow Dished Head
   Head jenis ini digunakan untuk vesel yang umumnya bertekanan rendah. Biasanya digunakan pada cairan volatile seperti naphta, gasoline dan kerosine.
3. Flanged and Dished Head (Torispherical)
   Head tipe ini umumnya digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 15-200 $lb/in^2$ atau setara dengan 1-13,6 atm
4. Elliptical Dished Heads Meeting ASME and API ASME
   Head ini digunakan untuk vessel yang umumnya bertekanan antara 100 - lebih dari 200 psig atau setara 6,8-12,6 atm.

Berdasarkan tekanan operasi mixer maka dipilih Flanged and Dished Head (Torispherical) dan juga pertimbangan head ini merupakan head yang paling banyak digunakan dalam perancangan.

b. Tebal Head

Menentukam Inside Diameter (ID)

OD = ID + 2.tshell
48 = ID + 2 x 0,1875
ID = 48 - 0,375
= 47,625 in
= 1,210 m

Menentukan OD standart berdasarkan tabel 5.7 Dimension of ASME code flanged and dished head hal 90 Brownell and Young
Sehingga diperoleh spesifikasi sebagai berikut:

| | | | |
|---|---|---|---|
| OD Shell | = | 48 | in |
| Icr (inside corner radius) | = | 3 | in |
| Crowd radius | = | 48 | in |

Sehingga, tebal head

$$t_{head} = \frac{0,885\ .p.d}{2.f.e - 0,1.p} + C$$

(Brownell and Young, hall 256)

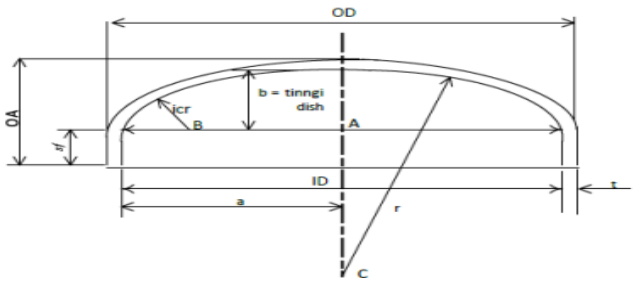
$$= \frac{0,885 \text{ x } 17,64 \text{ psia x } 48 \text{ in}}{2 \text{ x } 17900 \text{ psia x } 0,85 - 0,1 \text{ x } 17,6 \text{ psia}} + 0,125$$

= 0,150 in
= 0,0038 m

Berdasarkan tabel 5.6 Dimension of ASME code flange dan dished head halaman 90 Brownell and Young digunakan tebal head standart sebesar 3/16 atau 0,1875 in

c. Tinggi Head

Adapun skema perancangan head berdasarkan Brownell and Young halaman 87 sebagai berikut:




dengan,

| | | |
|---|---|---|
| icr | = | inside corner radius |
| sf | = | standart straight flange |
| r | = | radius of dish |
| OD | = | outside diameter |
| b | = | depth of dish |
| a | = | inside diameter |
| OA | = | tinggi head |

Untuk thead standart 0,1875 in, berdasarkan tabel 5.6 Dimension of Flanged Standart Dished Heads Brownell and Young halaman 88 diperoleh nilai standart straight flange (sf) untuk ketebalan tersebur berkisar pada rentang 1,5-2 in sehingga untuk perancangan ini dipilih sf = 2 in

Maka, dimensi lain dari head reaktor dapat dihitung sebagai berikut:

a = 0,5 ID
= 0,5 x 47,625 in
= 23,813 in

AB = a - icr
= 23,813 in - 3 in
= 20,813 in

BC = rc - icr
= 48 in - 3 in
= 45 in

AC = $\sqrt{BC^2 - AB^2}$
= 39,898 in

b = rc - AC
= 48 in - 39,898 in
= 8,102 in

OA = sf + b + th
= 2 in + 8,102 in + 0,150 in
= 10,252 in

Sehingga, didapat tinggi head adalah = 10,252 in = 0,260 m

**Menentukan Ketinggian Cairan dalam Reaktor**

a. Menghitung volume head

$$V_{head} = \frac{\pi . ID2}{4} \times \frac{ID}{6}$$

$$= \frac{3,14 \times (1,210)^{\wedge}2}{4} \times \frac{1,210}{6}$$

$$= 0,232 \ m^3$$

$$= 1659 \ gall$$

b. Menghitung volume cairan yang ada pada shell and bottom

$$V_{cairan\ pada\ shell\ dan\ bottom} = V_{mixer} - V_{head}$$

$$= 1,149 - 0,232$$

$$= 0,917 \ m^3$$

c. Menghitung tinggi cairan dalam shell

$$V_{cairan\ dalam\ shell} = \frac{\pi}{4} \times ID^2 \times ZI'$$

dimana , ZI' = Ketinggian cairan dalam shell

maka,

$$ZI' = \frac{Volume\ dan\ shell \times 4}{\pi \times ID^2}$$

$$= \frac{0,917 \ m^3 \times 4}{3,14 \times (1,210^{\wedge}2)}$$

$$= 0,798 \ m$$

$$= 31,433 \ in$$

d. Luas Permukaan Mixer $= \pi \times ID \times ZI'$

$$= 3,14 \times 1,210 \ m \times 0,798 \ m$$

$$= 3,033 \ m^2$$

e. Luas Penampang Mixer $= \frac{\pi}{4} \times ID^2$

$$= \frac{3,14}{4} \times 1,210^{\wedge}2$$

$$= 1,149 \ m^2$$

**Menghitung tinggi total reaktor total**

$$H_{total} = Tinggi\ shell + 2*Tinggi\ Head$$

$$= 1,016 \ m + 0,521 \ m$$

$$= 1,537 \ m$$

$$= 60,504 \ in$$

**3. Merancang Pengaduk dalam Reaktor**

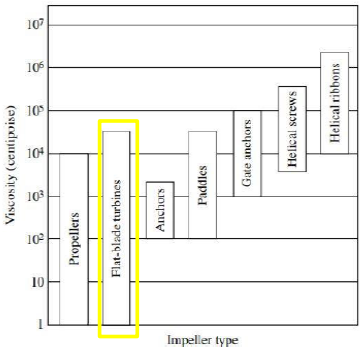
Hasil perhitungan viskositas komponen pada suhu 303K

| Komponen | BM | Input | | xi | μ (cp) | xi.μ |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | |
| NaOH | 40 | 858,270 | 21,457 | 0,480 | 23,810 | 11,429 |
| $H_2O$ | 18 | 929,792 | 51,655 | 0,520 | 1,313 | 0,683 |
| **Total** | | **1788,062** | **73,112** | **1** | **25,123** | **12,112** |

**a. Menentukan Jenis dan Spesifikasi Pengaduk**

Jenis pengaduk yang dipilih berdasarkan viskositas fluida yang diaduk, berdasarkan gambar dari Holland, F.A dan F.S. Chapman 1996, halaman 5 dipilih pengaduk jenis Propeller atau Flate-blade turbines karena digunakan untuk campuran dengan viskositas <10.000 cP. Dipilih pengaduk jenis turbin dikarenakan akan menghasilkan aliran dengan pola radial sehingga akan lebih efektif dalam proses yang melibatkan transfer massa dan panas di reaktor, sedangkan jenis propeller akan menghasilkan pola aliran aksial, dimana akan lebih efektif jika digunakan untuk bulk field mixing.

(Coulson & Richardson's, 2005, Vol. 6, 4th ed, hal. 470)

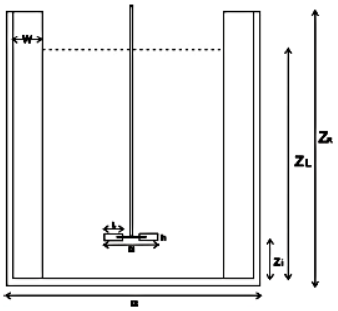



(Holland, F. A dan F.S., Chapman, 1966, hal 5)

Sehingga, tipe pengaduk yang dipilihadalah tipe Flate Blade Turbine dengan pertimbangan jenis aliran yang dihasilkan dan juga tipe pengaduk jenis ini merupakan pengaduk yang paling banyak digunakan secara umum.

(Denis Moss and Michael Basic, 2013, Halaman 427)

Spesifikasi pengaduk Flate Blade Turbine:




Keterangan :

$Z_R$ : Tinggi reaktor
$Z_L$ : Tinggi cairan
$Z_i$ : Tinggi pengaduk dari dasar
Dt : Diameter tangki reaktor
Di : Diameter pengaduk/impeller
L : Panjang pengaduk/impeller
h : Lebar pengaduk/impeller
w : Lebar *baffle*

Menurut Brown, 1978, hal. 507 disebutkan bahwa pada jenis pengaduk turbin dengan 6 buah sudut (flate blade turbines impellers)

| | | |
|---|---|---|
| Dt/Di | = | 3 |
| $Z_L$/Di | = | 2,7 - 3,9 |
| Zi/Di | = | 0,75 - 1,3 |
| Jumlah *baffle* | = | 4 |
| w/Di | = | 0,1 |

| Type of Impeller | $\frac{D_i}{D_t}$ | $\frac{Z_1}{D_i}$ | $\frac{Z_i}{D_i}$ | Baffles No. | Baffles $w/D_t$ | No. | Ref. | Type of Impeller | $\frac{D_i}{D_t}$ | $\frac{Z_1}{D_i}$ | $\frac{Z_i}{D_i}$ | Baffles No. | Baffles $w/D_t$ | No. | Ref. |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Turbine with 6 flat blades. $0.25D_i$, $\frac{1}{5}$, $0.2D_i$ | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.17 | 1 | 7 | Paddle with 2 blades. $\frac{1}{5}$, $0.25D_i$ | 4.35 | 4.3 | 0.29 | 3 | 0.11 | 8 | 3 |
| Same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 2 | 7 | Paddle with 4 blades. See No. 8. | 3 | 3 | 0.5 | 0 | | 16 | 2 |
| Same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.04 | 4 | 7 | Paddle with 2 blades. See No. 8. | 3 | 3.2 | 0.33 | 0 | | 20 | 4 |
| Same as No. 1. $a = 1$, $b = 40$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 14* | 7 | Paddle with 2 blades. See No. 8. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 10 | 7 |
| Turbine with 6 curved blades. Blade sizes same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 3 | 7 | Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.13D_i$. | 1.1 | 0.5 | 0.19 | 0 | | 29 | 10 |
| Turbine with 6 arrowhead blades. Blade sizes same as No. 1. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 5 | 7 | Paddle with 2 blades. See No. 8. Blade width = $0.17D_i$. | 1.1 | 0.4 | 0.10 | 0 | | 29 | 10 |
| Radial turbine with deflector ring. | | | | 0 | | 7 | 9 | Marine propeller with 3 blades. Pitch = $2D_i$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 15 | 7 |
| Shrouded turbine with 6 blades, 20-blade deflector ring. | 2.4 | 0.74 | 0.9 | 0 | | 11 | 6 | Same as No. 15. $a = 1.7$, $b = 18$. | 3.3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 21* | 7 |
| Similar to No. 11, but not identical. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 12 | 7 | Same as No. 15, but pitch = $1.33D_i$. | 16 | | | 3 | 0.06 | 18 | 5 |
| Same as No. 12, but no deflector ring. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 13 | 7 | Same as No. 15, but pitch = $1.09D_i$. | 9.6 | | | 3 | 0.06 | 23 | 5 |
| Axial turbine with 8 blades at 45° angle. See No. 17. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 9 | 7 | Same as No. 15, but pitch = $1.05D_i$. $a = 2.3$, $b = 18$. | 2.7 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 27* | 7 |
| Axial turbine with 4 blades at 60° angle. $0.25D_i$ | 3 | 3 | 0.50 | 0 | | 17 | 2 | Same as No. 15, but pitch = $1.04D_i$. $a = 0$, $b = 18$. | 4.5 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 25* | 7 |
| Axial turbine with 4 blades at 45° angle. See No. 17. | 5.2 | 5.2 | 0.87 | 0 | | 19 | 2 | Same as No. 15, but pitch = $D_i$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 4 | 0.10 | 24 | 7 |
| Same as No. 19. | 2.4-3.0 | 2.4-3.0 | 0.4-0.5 | 0 | | 22 | 2 | Same as No. 15, but pitch = $D_i$. $a = 2.1$, $b = 18$. | 3 | 2.7-3.9 | 0.75-1.3 | 0 | | 26* | 7 |
| Disk with 16 vanes $0.1D_i$, $\frac{1}{5}$, $0.35D_i$ | 2.5 | 2.5 | 0.75 | 4 | 0.25 | 6 | 1 | Same as No. 15, but pitch = $D_i$. | 3.8 | 3.5 | 1.0 | 0 | | 28 | 8 |

$D_i$ = diameter of impeller, $D_t$ = diameter of tank, $n$ = revolutions per second, $w$ = width of baffle, $Z_i$ = elevation of impeller above tank bottom, $Z_l$ = height of liquid in tank.

Adapun spesifikasi pengaduk mixer adalah sbb:

a. Jumlah blade = 6 buah

b. Jumlah baffle = 4 buah

c. Diameter Impeller (Di) = 1/3 x Diameter tangki (Dt)
= 1/3 x 1,210 m
= 0,403 m
= 1,323 ft = 15,875 in

d. Tinggi *Impeller* dari dasar (Zi) = Diameter Impeller (Di)
diambil Zi/Di = 1 = 0,403 m
= 1,323 ft = 15,875 in

e. Lebar *Blade Impeller* (h) = 1/5 x Diameter Impeller (Di)
= 1/5 x 0,403 m
= 0,081 m
= 0,265 ft = 3,175 in

f. Panjang *Blade Impeller* (L) = 1/4 x Diameter Impeller (Di)
= 1/4 x 0,403 m
= 0,101 m
= 0,331 ft = 3,969 in

g. Lebar *Baffle* (w) = 0,1 x Diameter Impeller (Di)
= 0,1 x 0,403 m
= 0,040 m
= 0,132 ft = 1,588 in

h. Tebal Baffle (W) = 0,2 x Diameter Impeller (Di)
= 0,2 x 0,403 m
= 0,081 m
= 0,265 ft = 3,175 in

i. Tinggi Baffle (H) = Tinggi fluida dibagian shell
= 0,798 m
= 2,619 ft = 31,433 in

j. Volume pengaduk ($V_P$) = π/4 x Diameter Impeller²(Di²) x Zi
= $\frac{3,14}{4}$ x (0,403)² m² x 0,403 m
= 0,051 m³
= 1,817 $ft^3$

k. Volume baffle ($V_B$) = Lebar baffle (w) x Tebal baffle (W) x Tinggi baffle (H)
= 0,040 m x 0,081 m x 0,798 m
= 0,003 $m^3$
= 0,092 $ft^3$

l. Volume Total Mixer (overdesign 20%) = ($V_{cairan}$ + $V_{pengadı}$ + $V_{Baffle}$) x 1,2
= ( 0,406 + 0,051 + 0,003 ) x 1,2
= 0,552 m³
= 145,955 gall

**b. Menentukan Kecepatan Putar Pengaduk**

Berdasarkan Mc.Cabe & Smith. Unit Operation of Chemical Engineering, Ed.5. Hal.237, Kecepatan putar berkisar antara 500 ft/menit - 700 ft/menit

Dipilih:

v = 500 ft/menit = 152,4 m/menit

Maka,

$$N = \frac{v}{\pi \times Di}$$

$$= \frac{(\ 152,4\ )\ \text{m/menit}}{3,14 \times 0,403\ \text{m}}$$

= 120,367 rpm
= 2,006 rps

**IMPELLER SPEED**

**With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320 rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.**

Berdasarkan Wallas, halaman 288 kecepatan pengaduk standart yang dipilih adalah:

N = 125 rpm
= 2,08 rps

**c. Menentukan Tenaga Pengaduk**

Menghitung bilangan Reynold,

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Di^2}{\mu}$$

Keterangan,

ρ = ρ campuran umpan masuk = 2,209 kg/liter = 2209,100 kg/m³
N = Kecepatan pengadukan = 2,08 rps

Di = Diameter Impeller = 0,403 m
μ = Viskositas campuran komponen masuk mixer
= 25,123 cP
= 0,01688 lb/ft.s = 0,025123 kg/m.s
Maka,

$$NRe = \frac{2209{,}10\ kg/m^3 \times 2{,}08\ rps \times (0{,}403)^2\ m^2}{0{,}02512\ kg/m.s}$$

= 29784,9957

Dari gambar 8.8 (Rase, H. F., 1957) untuk 6 *blade turbine* dengan NRe > 10^6, nilai NP (power number) yang didapat = 5,5
Menghitung daya penggerak pengaduk,
Dihitung dengan persamaan

$$P = Np \times \rho \times N^3 \times Di^5$$

Keterangan:
P = Daya penggerak (watt)
Np = *Power number*
ρ = Densitas cairan yang diaduk (kg/m3)
N = Kecepatan pengaduk standar (L/s)
Di = Diameter pengaduk (m)
Maka,

$$P = 5{,}5 \times 2209{,}10\ kg/m^3 \times (2{,}08^3)\ 1/s^3 \times (0{,}403^5\ m^5)$$

= 1171,094 $kg.m^2/s^3$
= 1171,094 J/s
= 1171,094 Watt
= 1,171 kW
= 1,570 hP

Efisiensi motor pengaduk, diperoleh dari tabel 3.1 Towler, hal. 111 :
Approximate Efficiencies of Electric Motors

| Size (kWatt) | Efficiency (%) |
|---|---|
| 5 | 80 |
| 15 | 85 |
| 75 | 90 |
| 200 | 92 |
| 750 | 95 |
| > 4000 | 97 |

Dengan daya penggerak = 1,171 kW memiliki efisiensi sebesar 80,00%
Maka, daya penggerak motor pengaduk yang diperlukan adalah :

$$P = \frac{1{,}171}{80{,}00\%}\ kW$$

= 1,46387 kW
= 1,963 hP

Digunakan motor pengaduk standart, dimana data diperoleh dari buku Ludwig, 2001 edisi 3 halaman 628

> *Horsepower Ratings.*[31] Standard NEMA ratings for induction motors are
>
> General purpose: $^1/_2$, $^3/_4$, 1, 1 $^1/_2$, 2, 3, 5, 7 $^1/_2$, 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.
>
> Large motors: 250, 300, 350, 400, 450, 500, 600, 700, 800, 900, 1,000, 1,250, 1,500, 1,750, 2,000, 2,250, 2,500, 3,000, 3,500, 4,000, 4,500, 5,000 and up to 30,000.

Sehingga,

Digunakan motor pengaduk standar (P) = 2 hP

**4. Menentukan Pendingin Mixer**

**a. Menghitung Perpindahan panas mixer**

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu fluida masuk (T1) | = | 30 | ºC | = | 303 | K | = | 86 F |
| Suhu fluida keluar (T2) | = | 55,8 | ºC | = | 329 | K | = | 133 F |
| Beban Panas mixer | = | -189129,689 | kJ/jam | | | | | |
| | = | -179269,848 | Btu/jam | | | | | |

Dengan menggunakan media pendingin air maka,

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu masuk (t1) | = | 30 | ºC | = | 303 | K | = | 86 F |
| Suhu keluar (t2) | = | 45 | ºC | = | 318 | K | = | 113 F |
| Suhu rata-rata (Tavg) | = | 37,5 | ºC | = | 311 | K | = | 99,5 F |

Menghitung kebutuhan air pendingin

$$m = \frac{Qs}{Cp \times dT}$$

Dengan,

m = Kecepatan massa air pendingin (kg/jam)
Qs = Panas yang diserap (kJ/jam)
Cp = Kapasita Panas (kJ/kg)
dT = Suhu (oC)

Maka,

Dari Properties of $H_2O$ diperoleh:

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Densitas (ρ) | = | 1,009 | g/cm3 | = | 62,990 | lb/ft3 | |
| Viskositas (μ) | = | 0,6051 | Cp | = | 1,464 | lb/ft.jam | |
| Kapasitas Panas (Cp) | = | 4,1779 | kJ/kg.K | = | 0,998 | Btu/lb.F | |
| Thermal Conductivity (k) | = | 0,0559 | Btu/h.ft.F | | | | |

Sehingga, kebutuhan air pendingin (m) :

$$m = \frac{Qs}{Cp \times dT}$$

$$= \frac{189129{,}689 \text{ kJ/jam}}{4{,}1779 \text{ kJ/kg.K} \times 15 \text{ K}}$$

= 3017,939 kg/jam

= 6654,555 lb/jam

Menghitung luas Perpindahan panas

$$A = \frac{Qs}{Ud.\ \Delta T}$$

Dengan,

A = Luas Perpindahan panas (ft²)
Qs = Panas yang diberikan (kJ/jam)
Ud = Koefisien transfer panas (Btu/ft².jam.F)
ΔT = Beda suhu rerata (F)

Maka,

Panas yang diberikan (Qs) = -189129,689 kJ/jam
= -179269,848 Btu/jam

Koefisien Perpindahan panas (Ud):

Nilai koefisien perpindahan panas ditetapkan berdasarkan Tabel 8 (Kern, 1983)
Halaman 840 di dapat nilai Ud antara 50-125 Btu/ft$^2$.h.$^o$F
Sehingga dipilih nilai Ud sebesar = 125 Btu/ft$^2$.h.$^o$F

Beda Suhu Rerata (ΔTlmtd) :

| | **Hot Fluid** | **Cold Fluid** | **Diff** | **Simbol** |
|---|---|---|---|---|
| **Higher** | 122 | 113 | 9 | ΔT2 |
| **Lower** | 122 | 86 | 36 | ΔT1 |

ΔT2 - ΔT1 = -27,00 $^o$F

Maka, ΔTMDTD dapat dihitung dengan rumus:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$= \frac{-27,00}{\ln \frac{9}{36}}$$

= 19,48 $^o$F = 266,192 K

Sehingga, luas perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Qs}{Ud.\ \Delta T}$$

$$= \frac{179269,848 \text{ Btu/jam}}{125,00 \text{ Btu/ft}^2\text{.h.}^o\text{F} \times 19,48\ ^o\text{F}}$$

= 73,636 ft²
= 6,841 m²

**b. Menentukan Jenis pemanas yang digunakan**

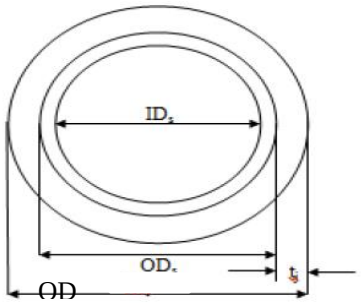
Menghitung luas selimut mixer

AR = Keliling alas x tinggi cairan
= (π x OD x Tinggi fluida dibagian shell)+luas penampang bawah
= (π x OD x $H_{LS}$) x (π x r2)
= ( 3,14 x 1,219 m x 0,80 m ) + ( 3,14 x 0,372
= 7,602 m²

Luas Perpindahan panas < dari luas selimut mixer, sehingga dipilih menggunakan jaket pendingin

**c. Perancangan Jaket Reaktor**

Menentukan Spesifikasi Jaket Pendingin:




Keterangan:

IDs = Diameter dalam shell
Ods = Diameter luar shell
Idj = Diameter dalam jaket (Besarnya sama dengan Ods)
Odj = Diameter luar jaket
tj = Tebal jaket
A = Luas perpindahan panas

**Menghitung Diameter Luar jaket (Odj)**

Untuk menghitung OD jaket digunakan persamaan berikut:

$$Odj = \frac{A}{3{,}14 \times Hs} + Idj$$

Data-data yang diperlukan untuk menghitung OD jaket:

A = 6,841 $m^2$
Hs = 0,798 m
Idj = 1,219 m

Sehingga, didapatkan Odj :

$$Odj = \frac{6{,}841 \ m^2}{3{,}14 \times 0{,}798 \ m} + 1{,}219 \ m$$

$$= 2{,}193 \ m$$

**Menghitung Tebal Jaket Pendingin**

Untuk tebal jaket dapat dihitung dengan:

tj = Odj - Idj
= 2,193 m - 1,219 m
= 0,974 m

**Menentukan Tinggi Jaket Pendingin**

Untuk tinggi jaket pendingin disesuaikan dengan tinggi cairan dalam tangki yaitu:

hj = 0,798 m

**Menghitung Luas Perpindahan Panas Jaket Pendingin**

Untuk menghitung luas perpindahan panas jaket digunakan persamaan berikut:

Aj = π x Odj x hj

= 3,14 x 2,193 m x 0,798 m

= 5,499 $m^2$

## KESIMPULAN MIXER 1 (M-01)

**Fungsi** : Mengencerkan NaOH padat menjadi NaOH 48% dengan menggunakan $H_2O$
**Jenis** : Tangki Berpengaduk

**Kondisi Operasi Mixer**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Suhu | : | 55,8 | $^oC$ |

**Mixer dan Spesifikasi Mixer**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan | : | Baja Stainless Stell Type SA 167 Grade 11 | |
| Diameter dalam (ID) | : | 1,210 | m |
| Diameter luar (OD) | : | 1,219 | m |
| Tinggi Mixer | : | 1,537 | m |
| Volume Mixer | : | 1,136 | $m^3$ |
| Volume fluida awal | : | 0,406 | $m^3$ |
| Volume cairan di shell | : | 0,917 | $m^3$ |
| Volume cairan di head | : | 0,232 | $m^3$ |
| Tinggi shell | : | 1,016 | m |
| Tinggi cairan di shell | : | 0,798 | m |
| Tinggi head mixer | : | 0,260 | m |
| Tebal Shell | : | 0,1875 | m |
| Tebal head | : | 0,0038 | m |

**Pemilihan dan Spesifikasi Pengaduk**

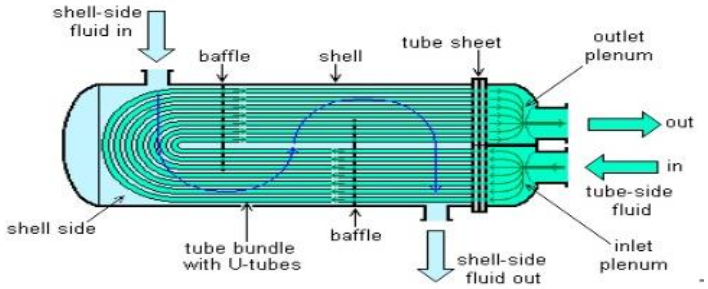
| | | | |
|---|---|---|---|
| Jenis | : | Flat Blade Turbine dengan 6 Blade, 4 Baffle | |
| Diameter | : | 0,403 | m |
| Tinggi pengaduk dari dasar | : | 0,403 | m |
| Lebar Blade | : | 0,081 | m |
| Lebar Baffle | : | 0,040 | m |
| Panjang Baffle | : | 0,798 | m |
| Daya Pengadukan | : | 2 | hP |
| Kecepatan Putaran | : | 120,367 | rpm |

**Pemilihan dan Spesifikasi Pendingin Mixer**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Jenis Pendingin | : | Jaket | |
| Media Pendingin | : | Air Pendingin | |
| Luas Transfer Panas | : | 6,841 | $m^2$ |
| Luas Selimut Mixer | : | 7,602 | $m^2$ |
| Ukuran Jaket, | | | |
| Outside Diameter (OD) | : | 2,193 | m |
| Inside Diameter (ID) | : | 1,219 | m |
| Tebal Jaket (tj) | : | 0,974 | m |
| Tinggi Jaket (hj) | : | 0,798 | m |
| Luas Perpindahan Panas Jaket | : | 5,499 | $m^2$ |

**HEATER**
**(HE-01)**

**Fungsi** : Memanaskan suhu umpan mixing point dari 116,2$^{o}$C menjadi 140$^{o}$C
**Jenis** : Shell and Tube
**Jumlah** : 1 unit




**A. Neraca Massa di sekitar HE-01**

| Komponen | BM | Input | | Output | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77,279 | 0,495 | 77,279 | 0,495 |
| NaOH | 40 | 40929,970 | 1023,249 | 40929,970 | 1023,249 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,324 | 0,992 | 81,324 | 0,992 |
| $H_2O$ | 18 | 44182,197 | 2454,567 | 44182,197 | 2454,567 |
| **Total** | | **85270,770** | **3479,303** | **85270,770** | **3479,303** |

**B. Sifat Fisis Umpan**

Kondisi Operasi

Tout = 140 $^{o}$C = 413,15 K = 284,00 K
Tin = 116,194 $^{o}$C = 389,344 K = 241,15 K
Tavg = 128,097 $^{o}$C = 401,247 K = 262,57 K
P = 1 atm

**Densitas Umpan Masuk**

Densitas Fase Liquid :

$$\rho l = AB^{-(1-T/T_c)^n}$$

Data densitas fase liquid berdasarkan yaws :

| Komponen | A | B | n | Tc | Tmin | Tmax | ρ 25°C |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,2857 | 647,13 | 273,16 | 647,13 | 1,027 |
| NaOH | 0,19975 | 0,09793 | 0,25382 | 2820 | 596 | 2000 | |

Data densitas fase padat berdasarkan Perry:

| Komponen | Specific.Grav | ρ (kg/L) | ρ (kg/m$^3$) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 3,99 | 3,990 | 3990 |
| $NaAlO_2$ | 0,97xρair (20°C) | 1,001 | 1001,18 |

rapat massa air
1 g/cm$^3$
1 kg/L

Menghitung densitas fase liquid umpan masuk:

| Komponen | (1-T/Tc)^n | (B^-(1-T/Tc)^n) | ρ (kg/L) | ρ (kg/m$^3$) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,7688 | 2,7055 | 0,9391 | 939,064 |
| NaOH | 0,9630 | 9,3700 | 1,8717 | 1871,654 |
| $H_2O$ (20°C) | 0,8418 | 2,9736 | 1,0321 | 1032,14704 |

Menghitung densitas campuran:

| Komponen | BM | Input | | ρ (lb/ft$^3$) | xi | xi.ρ | Fv (ft$^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | lb/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77,279 | 170,401 | 249,095 | 0,0009 | 0,23 | 0,684 |
| NaOH | 40 | 40929,970 | 90250,583 | 116,847 | 0,4800 | 56,1 | 772,383 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,324 | 179,319 | 62,504 | 0,0010 | 0,06 | 2,869 |
| $H_2O$ | 18 | 44182,197 | 97421,745 | 58,626 | 0,5181 | 30,4 | 1661,762 |
| **Total** | | **85270,770** | **188022,048** | **487,071** | **1** | **86,7** | **2437,698** |

Sehinga, densitas umpan total:

$$\rho = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

$= 77,131$ lb/ft$^3$

$= 1235,484$ kg/m$^3$

**Viskositas Umpan masuk**

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$$\mu = \exp ( C1 + C2/T + C3\ln (T) + C4T^{C5} )$$

Dimana,

μ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air pada suhu masuk heater = 389,34 K

μ air = 0,000237 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasumsikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

μ campuran = 2 x μ air
= 2 x 0,000237 Pa.s
= 0,000474 Pa.s
= 0,00031842 lb/ft.s = 1,1463 lb/ft.h
= 0,474 cP

**Konduktivitas Termal Umpan Masuk**

Dari "Chemical Engineering Properties Handbook", Yaws 1999. Untuk menghitung Konduktivitas termal pada suhu tertentu digunakan persamaan data berikut:

$k = A + BT + CT^2$

Dimana,

k = Konduktivitas termal (W/m.K)
T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -2,80E-01 | 0,0046 | -5,50E-06 |

Menghitung konduktivitas termal air pada suhu masuk heater = 389,34 K
k air = 0,677 W/m.K

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Konduktivitas termal garam atau padatan dalam campuran diasumsikan 0,9 kali konduktivitas termal air pada campuran, sehingga:

k campuran = 0,9 x k air
= 0,9 x 0,6772 W/m.K
= 0,6095 W/m.K
= 0,3524 Btu/ft.h.$^oF$

**Kapasitas Panas Umpan Masuk**

Dari "Chemical Engineering Properties Handbook", Yaws 1999. Untuk menghitung kapasitas panas (Cp) fasa liquid pada suhu tertentu digunakan persamaan data berikut:

$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$

Dimana,

Cp = Kapasitas Panas (J/mol.K)
K = Suhu Operasi (K)

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| NaOH | 87,629 | -4,84E-04 | -4,54E-06 | 1,19E-09 |
| $H_2O$ | 92,053 | -4,00E-02 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

Dari "Chemial Engineering Handbook", Perry's (8th) untuk menghitung kapasitas panas (Cp) fase padat pada suhu tertentu digunakan persamaan data berikut:

$$Cp = A + BT + \frac{C}{T^2}$$

Dimana,

Cp = Kapasitas Panas (kkal/kmol.K)
K = Suhu Operasi (K)

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 22,08 | 8,71E-03 | -5,23E+05 |
| $NaAlO_2$ | 63,78 | 1,77E-02 | -1,68E+06 |

Menghitung kapasitas panas campuran pada suhu masuk heater = 389,34 K

| Komponen | BM | Cp (kJ/kmol) | Cp (kJ/kg) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 18,633 | 0,119 |
| NaOH | 40 | 86,823 | 2,171 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 59,594 | 0,727 |
| $H_2O$ | 18 | 76,070 | 4,226 |
| **Total** | | **241,120** | **7,243** |

Sehingga, kapasitas panas campuran = 7,243 kJ/kg

**C. Neraca Panas**

Suhu masuk umpan (t1) = 116,194 $^oC$ = 389,344 K
Suhu keluar umpan (t2) = 140 $^oC$ = 413,15 K

Diketahui Cp untuk masing-masing komponen sebagai berikut:

| Komponen | Cp=A+BT+C/T² (kkal/kmol.K) | | |
|---|---|---|---|
| | A | B | C |
| $NaAlO_2$ | 63,78 | 0,01768 | -1678000 |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 22,08 | 0,00871 | -522500 |

| Komponen | Cp=A+BT+CT²+DT³ (kJ/kmol.K) | | | |
|---|---|---|---|---|
| | A | B | C | D |
| NaOH | 87,629 | -4,84E-04 | -4,54E-06 | 1,19E-09 |
| $H_2O$ | 92,053 | -4,00E-02 | -2,11E-04 | 5,35E-07 |

**Panas Masuk**

Tin = 116,194 ˚C = 389,344 K
Tref = 25 ˚C = 298,15 K

$$Q_{in} = \int_{389,15}^{298,15} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | Qin |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| NaOH | 1023,249 | -7931,323 | -8115720,050 |
| $NaAlO_2$ | 0,992 | -24770,945 | -24566,675 |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 0,495 | -8016,154 | -3971,050 |
| $H_2O$ | 2454,567 | -6870,299 | -16863605,237 |
| **Total** | **3479,303** | **-47588,721** | **-25007863,012** |

**Panas Keluar**

Tout = 140 ˚C = 413,15 K

Tref = 25 ˚C = 298,15 K

$$Q_{out} = \int_{298,15}^{413,15} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | Qout |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| NaOH | 1023,249 | 9997,242 | 10229670,700 |
| $NaAlO_2$ | 0,992 | 22649,112 | 22462,339 |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 0,495 | 7438,915 | 3685,097 |
| $H_2O$ | 2454,567 | 8694,046 | 21340114,573 |
| **Total** | **3479,303** | **48779,316** | **31595932,708** |

**Beban Panas**

Tin = 116,194 ˚C = 389,344 K

Tout = 140 ˚C = 413,15 K

$$Q = \int_{389,15}^{413,15} n \times C_p \times dT$$

| Komponen | n | ∫Cp.dT | Q |
|---|---|---|---|
| | kmol/jam | | (kJ/jam) |
| NaOH | 1023,249 | 2065,920 | 2113950,650 |
| $NaAlO_2$ | 0,992 | 72172,963 | 71577,798 |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 0,495 | 22556,868 | 11174,24 |
| $H_2O$ | 2454,567 | 1823,747 | 4476509,335 |
| **Total** | **3479,303** | **98619,498** | **6673212,025** |

Neraca Pamas di sekitar HE-01

| **Komponen** | **Masuk** | **Keluar** |
|---|---|---|
| Qin | 25007863,012 | |
| Qout | | 31595932,708 |
| Pemanas | 6673212,025 | |
| **Total** | **31595932,708** | **31595932,708** |

**D. Menentukan Kebutuhan Media Pemanas**

Jenis = Steam

Dengan menggunakan media pemanas steam maka,

Suhu = 160 $^oC$ = 320 $^oF$ = 433 K

Tekanan = 6,17 bar = 6,09 atm

hg = 2745,9 kJ/kg

hf = 632,18 kJ/kg

maka,

$\lambda$ = hg - hf

= 2113,72 kJ/kg

Sehingga, massa steam dapat dicari menggunakan rumus :

$$\text{Massa} = \frac{\text{Qvp}}{\lambda}$$

$$= \frac{6673212{,}03 \text{ kJ/jam}}{2113{,}72 \text{ kJ/kg}}$$

= 3157,094 kg/jam

Sifat Fisis Steam:

a. Viskositas

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ (g) | -3,68E+01 | 4,29E-01 | -1,62E-05 | |
| Komponen | Fraksi Massa | μ (Cp) | μ (N.s/$m^2$) | μ (lb/ft.jam) |
| $H_2O$ (g) | 1 | 1,460,E-02 | 1,460,E-05 | 3,531,E-02 |

b. Konduktivitas Termal

| Komponen | A | B | C |
|---|---|---|---|
| $H_2O$ (g) | 5,30E-04 | 4,70E-05 | 5,00E-08 |

| k (W/m.K) | k (Btu/ft.h/F |
|---|---|
| 0,0094 | 0,0054 |

c. Kapasitas Panas

| Komponen | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ (g) | 3,40E+01 | -8,40E-03 | 3,00E-05 | -1,80E-08 | 3,70E-12 |

Sehingga, didapatkan Cp :

| Komponen | Cp (kJ/kmol) | Cp (kJ/kg) |
|---|---|---|
| $H_2O$ (g) | 34,658 | 1,925 |

d. Densitas

$$\rho_g = \frac{P \times BM}{RT}$$

Data-data yang diperlukan :

T = 433 K

BM = 18

R = 0,082 atm.L/mol.K

P = 6,0900 atm

Sehinggaa didapatkan :

$\rho$ = 3,086 $kg/m^3$

= 0,193 $lb/ft^3$

e. Laju Volumetrik Steam

$$Q_A = \frac{m}{\rho}$$

$Q_A$ = 1022,94 $kg/m^3$

**E. Menghitung ΔTLMTD**

| | Hot Fluid | Cold Fluid | Diff | Simbol |
|---|---|---|---|---|
| **Higher** | 356 | 284 | 72 | ΔT2 |
| **Lower** | 302 | 241 | 61 | ΔT1 |

Sehingga,

ΔT2 - ΔT1 = 11,15 $^{o}$F

Maka, ΔTMDTD dapat dihitung dengan rumus:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$= \frac{11,15}{\ln \frac{72}{61}}$$

= 66,269 $^{o}$F

= 292,189 K

**F. Menghitung Luas Transfer Panas**

Luas Transfer Panas dapat dihitung menggunakan rumus berikut:

$$A = \frac{Q}{Ud \,.\, \Delta TLMTD}$$ (Coulson)

Dengan,

A = Luas transfer panas (ft$^2$)

Q = Beban Pemanas (Btu/jam)

Ud = Koefisien transfer panas overall (Btu/ft$^2$.jam.$^{o}$F)

ΔTLMTD = Suhu rata-rata ($^{o}$F)

Berdasarkan Tabel 8 (Kern, 1983), halaman 840 diperoleh data koefisien perpindahan panas (Ud) untuk Steam-heavy Organic yaitu 6-60 Btu/ft$^2$.jam.$^{o}$F.

dipilih UD = 50 Btu/ft$^2$.jam.$^{o}$F.

dimana,

Q = 6673212,03 kJ/Jam = 6324983,802 Btu/jam

ΔTLMTD = 66,269 $^{o}$F

Sehingga, Luas Transfer panas :

$$A = \frac{6673212,03 \text{ Btu/jam}}{60 \text{ kJ/h.m}^2\text{.K} \times 66,269 \text{ F}}$$

= 1678,304 m$^2$

= 18065,267 ft$^2$

Dikarenakan nilai A = 18065,267 ft$^2$ > (100-200 ft$^2$) maka dipilih alat penukar panas jenis shell and tube (Kern halaman 103).

## G. Menentukan Layout Shell and Tube Exchanger

Tube heat exchanger biasanya memiliki panjang berkisar 6-24 ft (Towler & Sinnot)

Pemilihan dimensi tube didasarkan pada tabel 10 (Kern, 1983).

| | | | |
|---|---|---|---|
| OD | = | 0,75 | in |
| BWG | = | 16 | |
| ID | = | 0,620 | in |
| Surface per lin ft (a'') | = | 0,1963 | $ft^2/ft$ |
| Flow area per tube ($a_t'$) | = | 0,302 | $in^2$ |
| Panjang tube (L) | = | 7,3 | m |
| | = | 24 | ft |
| | = | 288 | in |

*APPENDIX OF CALCULATION DATA* 843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

| Tube OD, in. | BWG | Wall thickness, in. | ID, in. | Flow area per tube, in.² | Surface per lin ft, ft² | | Weight per lin ft, lb steel |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | Outside | Inside | |
| ¾ | 12 | 0.109 | 0.282 | 0.0625 | 0.1309 | 0.0748 | 0.493 |
| | 14 | 0.083 | 0.334 | 0.0876 | | 0.0874 | 0.403 |
| | 16 | 0.065 | 0.370 | 0.1076 | | 0.0969 | 0.329 |
| | 18 | 0.049 | 0.402 | 0.127 | | 0.1052 | 0.258 |
| | 20 | 0.035 | 0.430 | 0.145 | | 0.1125 | 0.190 |
| ¾ | 10 | 0.134 | 0.482 | 0.182 | 0.1963 | 0.1263 | 0.965 |
| | 11 | 0.120 | 0.510 | 0.204 | | 0.1335 | 0.884 |
| | 12 | 0.109 | 0.532 | 0.223 | | 0.1393 | 0.817 |
| | 13 | 0.095 | 0.560 | 0.247 | | 0.1466 | 0.727 |
| | 14 | 0.083 | 0.584 | 0.268 | | 0.1529 | 0.647 |
| | [illegible] | [illegible] | [illegible] | [illegible] | | [illegible] | [illegible] |
| | 16 | 0.065 | 0.620 | 0.302 | | 0.1623 | 0.520 |
| | [illegible] | [illegible] | [illegible] | [illegible] | | [illegible] | [illegible] |
| | 18 | 0.049 | 0.652 | 0.334 | | 0.1707 | 0.401 |
| 1 | 8 | 0.165 | 0.670 | 0.355 | 0.2618 | 0.1754 | 1.61 |
| | 9 | 0.148 | 0.704 | 0.389 | | 0.1843 | 1.47 |
| | 10 | 0.134 | 0.732 | 0.421 | | 0.1916 | 1.36 |
| | 11 | 0.120 | 0.760 | 0.455 | | 0.1990 | 1.23 |
| | 12 | 0.109 | 0.782 | 0.479 | | 0.2048 | 1.14 |
| | 13 | 0.095 | 0.810 | 0.515 | | 0.2121 | 1.00 |
| | 14 | 0.083 | 0.834 | 0.546 | | 0.2183 | 0.890 |
| | 15 | 0.072 | 0.856 | 0.576 | | 0.2241 | 0.781 |
| | 16 | 0.065 | 0.870 | 0.594 | | 0.2277 | 0.710 |
| | 17 | 0.058 | 0.884 | 0.613 | | 0.2314 | 0.639 |
| | 18 | 0.049 | 0.902 | 0.639 | | 0.2361 | 0.545 |
| 1¼ | 8 | 0.165 | 0.920 | 0.665 | 0.3271 | 0.2409 | 2.09 |
| | 9 | 0.148 | 0.954 | 0.714 | | 0.2498 | 1.91 |
| | 10 | 0.134 | 0.982 | 0.757 | | 0.2572 | 1.75 |
| | 11 | 0.120 | 1.01 | 0.800 | | 0.2644 | 1.58 |
| | 12 | 0.109 | 1.03 | 0.836 | | 0.2701 | 1.45 |
| | 13 | 0.095 | 1.06 | 0.884 | | 0.2775 | 1.28 |
| | 14 | 0.083 | 1.08 | 0.923 | | 0.2839 | 1.13 |
| | 15 | 0.072 | 1.11 | 0.960 | | 0.2896 | 0.991 |
| | 16 | 0.065 | 1.12 | 0.985 | | 0.2932 | 0.900 |
| | 17 | 0.058 | 1.13 | 1.01 | | 0.2969 | 0.808 |
| | 18 | 0.049 | 1.15 | 1.04 | | 0.3015 | 0.688 |
| 1½ | 8 | 0.165 | 1.17 | 1.075 | 0.3925 | 0.3063 | 2.57 |
| | 9 | 0.148 | 1.20 | 1.14 | | 0.3152 | 2.34 |
| | 10 | 0.134 | 1.23 | 1.19 | | 0.3225 | 2.14 |
| | 11 | 0.120 | 1.26 | 1.25 | | 0.3299 | 1.98 |
| | 12 | 0.109 | 1.28 | 1.29 | | 0.3356 | 1.77 |
| | 13 | 0.095 | 1.31 | 1.35 | | 0.3430 | 1.56 |
| | 14 | 0.083 | 1.33 | 1.40 | | 0.3492 | 1.37 |
| | 15 | 0.072 | 1.36 | 1.44 | | 0.3555 | 1.20 |
| | 16 | 0.065 | 1.37 | 1.47 | | 0.3587 | 1.09 |
| | 17 | 0.058 | 1.38 | 1.50 | | 0.3623 | 0.978 |
| | 18 | 0.049 | 1.40 | 1.54 | | 0.3670 | 0.831 |

### a. Menghitung Jumlah Tube (Nt)

Jumlah tube dapat dihitung menggunakan rumus :

$$Nt = \frac{A}{L \cdot a''}$$

Dengan,

Nt = Jumlah tube

A = Luas perpindahan panas ($ft^2$)

L = Panjang Tube (ft)

a'' = Surface lin per ft (ft)

dimana,

| | | | |
|---|---|---|---|
| A | = | 18065,267 | $ft^2$ |
| L | = | 24 | ft |
| a'' | = | 0,1963 | $ft^2/ft$ |

Sehingga, jumlah tube :

$$Nt = \frac{18065{,}267 \ ft^2}{24 \ ft \times 0{,}1963 \ ft^2/ft}$$

$$= 3835 \text{ buah}$$

Berdasarkan tabel 9 (Kern, 1950), didapatkan data sebagai berikut:

Nt = 4044 Buah
Np = 6
Pitch = 0,938 in = 0,0238 m (Triangular Pitch)
ID shell = 60 in = 1,5240 m

TUBE SHEET TUBE HOLE COUNT (Perry Table 11-3)

Table B 3/4od tubes on 15/16 triangular pitch

| Shell ID | | TEMA L or M | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | Number of Passes | | | |
| mm | in | 1 | 2 | 4 | 6 |
| 203 | 8 | 64 | 48 | 34 | 24 |
| 254 | 10 | 85 | 72 | 52 | 50 |
| 305 | 12 | 122 | 114 | 94 | 96 |
| 337 | 13.25 | 151 | 142 | 124 | 112 |
| 387 | 15.25 | 204 | 192 | 166 | 168 |
| 438 | 17.25 | 264 | 254 | 228 | 220 |
| 489 | 19.25 | 332 | 326 | 290 | 280 |
| 540 | 21.25 | 417 | 396 | 364 | 348 |
| 591 | 23.25 | 496 | 478 | 430 | 420 |
| 635 | 25 | 579 | 554 | 512 | 488 |
| 686 | 27 | 676 | 648 | 602 | 584 |
| 737 | 29 | 785 | 762 | 704 | 688 |
| 787 | 31 | 909 | 878 | 814 | 792 |
| 838 | 33 | 1035 | 1002 | 944 | 920 |
| 889 | 35 | 1164 | 1132 | 1062 | 1036 |
| 940 | 37 | 1304 | 1270 | 1200 | 1168 |
| 991 | 39 | 1460 | 1422 | 1338 | 1320 |
| 1067 | 42 | 1703 | 1664 | 1578 | 1552 |
| 1143 | 45 | 1960 | 1918 | 1830 | 1800 |
| 1219 | 48 | 2242 | 2196 | 2106 | 2060 |
| 1372 | 54 | 2861 | 2804 | 2682 | 2660 |
| 1524 | 60 | 3527 | 3476 | 3360 | 3300 |
| 1676 | 66 | 4292 | 4228 | 4088 | 4044 |
| 1829 | 72 | 5116 | 5044 | 4902 | 4868 |
| 1981 | 78 | 6034 | 5964 | 5786 | 5740 |
| 2134 | 84 | 7005 | 6934 | 6766 | 6680 |
| 2286 | 90 | 8093 | 7998 | 7832 | 7708 |
| 2438 | 96 | 9203 | 9114 | 8896 | 8844 |
| 2743 | 108 | 11696 | 11618 | 11336 | 11268 |
| 3048 | 120 | 14459 | 14378 | 14080 | 13984 |

**b. Menghitung luas perpindahan panas yang sebanarnya (standar)**

Luas perpindahan panas yang sebenarnya dapat dihitung menggunakan rumus:

$A = Nt \cdot L \cdot a''$

Dengan,

Nt = 4044
L = 24 ft
a" = 0,1963 $ft^2/ft$

Sehingga, luas perpindahan panas standar :

$A = 4044 \times 24 \ ft \times 0{,}1963 \ ft^2/ft$

$= 19052{,}093 \ ft^2$

**c. Koreksi UD**

Untuk menghitung UD yang sebenarnya menggunakan rumus :

$$Ud = \frac{Q}{A \,.\, \Delta TLMTD}$$

Dengan,

| | | | |
|---|---|---|---|
| Q | = | 6673212,025 | Btu/jam |
| A | = | 19052,093 | $ft^2$ |
| ΔTLMTD | = | 66,269 | $^oF$ |

Sehingga, UD standar :

$$Ud = \frac{6673212{,}025 \text{ Btu/jam}}{19052{,}0928 \text{ ft}^2 \times 66{,}269 \text{ }^oF}$$

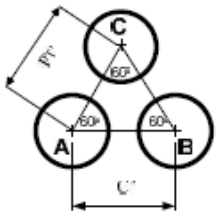
$$= 5{,}285 \text{ Btu/ft}^2\text{.jam.}^oF$$

**d. Pemilihan Pitch**

Jenis pitch yang digunakan adalah triangular pitch, dengan alasan :

1. Jumlah tube yang dibuat lebih banyak karena susunannya lebih kompak.
2. Koefisien film triangular pitch lebih tinggi daripada rotated triangular pitch dan square pitch.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nt | = | 4044 | |
| Pt | = | 0,938 | in |
| | = | 0,0782 | ft |
| ID Shell | = | 60 | in |
| OD tube | = | 0,75 | in |
| | = | 19,05 | mm |




- Menghitung Crearence :

C' = Pt - OD tube

= 0,938 in - 0,75 in

= 0,188 in = 0,0157 ft

- Menghitung luas pitch :

$$L\ ABC = \frac{1}{2} \times \text{alas} \times \text{tinggi}$$

$$L\ ABC = \frac{1}{2} \times Pt \times Pt.\sin(60^o)$$

$$= \frac{1}{2} \times 0{,}938 \text{ in} \times 0{,}938 \text{ in} \left( \sin(60^o) \right)$$

$$= 0{,}329 \text{ in}^2$$

$$= 0{,}0023 \text{ ft}^2$$

- Menghitung A' :

A' = Nt x 2 x L ABC
= 4044 x 2 x 0,329 $in^2$
= 2659,949 $in^2$
= 18,472 $ft^2$

**e. Menghitung Volume Tube**

Untuk menghitung volume tube menggunakan rumus berikut:

Volume tube $= \frac{1}{4} \times \pi \times (\text{ID tube})^2 \times L$
= 86,905 $in^3$
= 0,0503 $ft^3$
= 0,0014 $m^3$

Volume total = Nt x Vtube
= 351444,435 $in^3$
= 203,382 $ft^3$
= 5,7595 $m^3$

## H. Menentukan Desain Shell and Tube

**Dimensi Shell**

| | | | |
|---|---|---|---|
| ID | = | 60 | in |
| | = | 1,524 | m |
| | = | 5,000 | ft |
| Pass | = | 2 | |
| Baffle space (B) | = | 13,800 | in |
| | = | 0,351 | m |
| | = | 1,150 | ft |
| Jumlah Baffle | = | 21 | |

**Dimensi Tube**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Jumlah (Nt) | = | 4044 | |
| Panjang (L) | = | 288 | in |
| | = | 7,315 | m |
| | = | 24 | ft |
| OD | = | 0,75 | in |
| | = | 0,019 | m |
| | = | 0,063 | ft |
| ID | = | 0,620 | in |
| | = | 0,016 | m |
| | = | 0,052 | ft |
| BWG | = | 16 | |

| | | | |
|---|---|---|---|
| Pitch | = | 0,938 | in |
| | = | 0,024 | m |
| | = | 0,078 | ft |
| Pass | = | 6 | |
| at' | = | 0,302 | $in^2$ |
| | = | 0,000195 | $m^2$ |
| | = | 0,00210 | $ft^2$ |

**Route Fluida**

Tube = Fluida umpan (Fluida dingin)

Shell = Steam (Fluida panas)

**Fluida Panas (Steam)**

**a. Menghitung Flow Area**

Flow Area dapat dihitung dengan menggunakan rumus berikut :

$$as = \frac{IDs \times C' \times B}{Pt}$$

Dengan,

as = Luas aliran dalam shell ($in^2$)

IDs = Diameter shell (in)

C' = Clearence pitch (in)

B = Jarak antar baffle (in)

Pt = Pitch (in)

dimana,

| | | | |
|---|---|---|---|
| IDs | = | 60,000 | in |
| C' | = | 0,188 | in |
| B | = | 13,800 | in |
| Pt | = | 0,938 | in |

Sehingga, flow area :

$$as = \frac{60\ in \times 0{,}188\ in \times 13{,}8\ in}{0{,}938\ in}$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| | = | 165,953 | $in^2$ |
| | = | 0,107 | $m^2$ |
| | = | 1,152 | $ft^2$ |

**b. Mengitung Laju Alir Massa**

$$Gs = \frac{m\ steam}{as}$$

Dengan,

| | | | |
|---|---|---|---|
| m | = | 3157,094 | kg/jam |
| as | = | 1,152 | $ft^2$ |

Sehingga, laju alir massa:

$$Gs = \frac{3157{,}094 \text{ kg/jam}}{1{,}152 \text{ ft}^2}$$

$$= 2739{,}46 \text{ kg/ft}^2\text{.jam}$$

$$= 6039{,}46 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}$$

**c. Menghitung Bilangan Reynold**

Bilangan Reynold shell dihitung dengan menggunakan rumus berikut :

$$Res = \frac{De \times Gs}{\mu \text{ steam}}$$

Dengan,

Res = Bilangan Reynold shell
De = Diameter ekivalen (ft)
Gs = Laju alir massa (lb/ft$^2$.jam)
μ = Viskositas steam (lb/ft.jam)

dimana,

Diameter ekivalen (De) dihitung menggunakan rumus berikut:

$$De = \frac{4 \times (1/2 \text{ Pt} \times 0{,}86\text{Pt} - 1/2\ \pi\ (\text{OD tube})^2/4)}{1/2\ \pi\ (\text{OD tube})}$$

dengan,

Pt = 0,938 in
ODt = 0,75 in

Data-data yang dibutuhkan untuk mencari bilangan reynold:

De = 0,5352 in
= 0,0446 ft
Gs = 6039,463 lb/ft$^2$.jam
μ = 0,035 lb/ft.jam

Sehingga, Bilangan Reynold shell :

$$Res = \frac{0{,}0446 \text{ ft} \times 6039{,}463 \text{ lb/ft}^2\text{.jam}}{0{,}035 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 7627{,}608$$

**d. Menghitung Heat Transfer Koefisien**

Heat Transfer Koefisien dihitung menggunakan rumus berikut:

$$h_o = jH \left(\frac{k}{D_e}\right) \left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \phi_s$$

Dengan,

jH = Shell-side heat transfer
k = Thermal conductivity (Btu/ft.$^o$F.jam)
De = Diameter ekivalen (ft)

μ = Viskositas umpan (lb/ft.jam)
Cp = Kapasitas panas umpan (Btu/lb.$^{o}$F)
ϕs = Rasio Viskositas

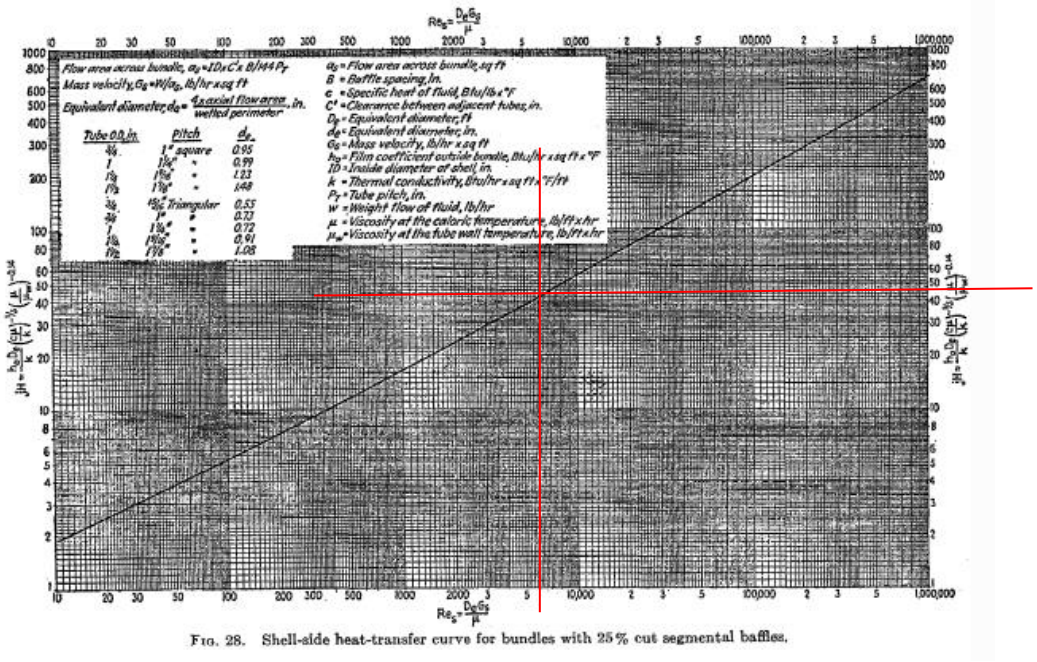


Fig. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

Berdasarkan fig.28 (Kern, 1983) didapatkan jH = 45

Data-data yang diperlukan :

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| k | = | 0,0054 | Btu/ft.$^{o}$F.jam | | | |
| De | = | 0,0446 | ft | | | |
| μ | = | 0,035 | lb/ft.jam | | | |
| Cp | = | 1,925 | kJ/kg.K | = | 0,460 | Btu/lb.$^{o}$F |
| ϕs | = | 1,000 | | | | |

Sehingga, didapatkan nilai koefisien perpindahan panas (ho) adalah :

ho = 394,679 Btu/ft$^{2}$.$^{o}$F.jam

**Fluida Dingin (Umpan)**

**a. Menghitung Flow Area**

Flow Area dapat dihitung dengan menggunakan rumus berikut :

$$at = \frac{Nt \times at'}{n}$$

Dengan,

at = Luas aliran dalam tube (in$^{2}$)
Nt = Jumlah pipa
at' = Luas aliran per tube (in$^{2}$)
n = Jumlah pass

dimana,

Nt = 4044

at' = 0,302 $in^2$

n = 6

Sehingga, flow area :

$$at = \frac{4044 \times 0{,}302 \ in^2}{6}$$

$= 203{,}548 \ in^2$

$= 0{,}131 \ m^2$

$= 1{,}414 \ ft^2$

**b. Mengitung Laju Alir Massa**

$$Gt = \frac{\text{m umpan}}{\text{at}}$$

Dengan,

m = 85270,770 kg/jam

at = 1,414 $ft^2$

Sehingga, laju alir massa:

$$Gt = \frac{85270{,}770 \ kg/jam}{1{,}414 \ ft^2}$$

$= 60324{,}7925 \ kg/ft^2.jam$

$= 132993{,}244 \ lb/ft^2.jam$

**c. Menghitung Bilangan Reynold**

Bilangan Reynold tube dihitung dengan menggunakan rumus berikut :

$$Ret = \frac{\text{ID tube x Gt}}{\mu \text{ umpan}}$$

Dengan,

Ret = Bilangan Reynold tube

IDt = Diameter tube (ft)

Gt = Laju alir massa ($lb/ft^2.jam$)

$\mu$ = Viskositas dowtherm (lb/ft.jam)

dimana,

IDt = 0,620 in

Gt = 132993,24 $lb/ft^2.jam$

$\mu$ = 1,146 lb/ft.jam

Sehingga, Bilangan Reynold tube :

$$Ret = \frac{0{,}6200 \ ft \times 132993{,}244 \ lb/ft^2.jam}{1{,}146 \ lb/ft.jam}$$

$= 71931{,}96$

**d. Menghitung Heat Transfer Coeffisien**

Heat Transfer Koefisien dihitung menggunakan rumus berikut:

$$hi = jH \left(\frac{k}{D}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3} \phi t$$

Dengan,

jH = Tube-side heat transfer
k = Thermal conductivity (Btu/ft.$^{o}$F.jam)
D = Inside diameter tube (ft)
μ = Viskositas dowtherm (lb/ft.jam)
Cp = Kapasitas panas dowtherm (Btu/lb.$^{o}$F)
ϕt = Rasio Viskositas
L/D = 464,516

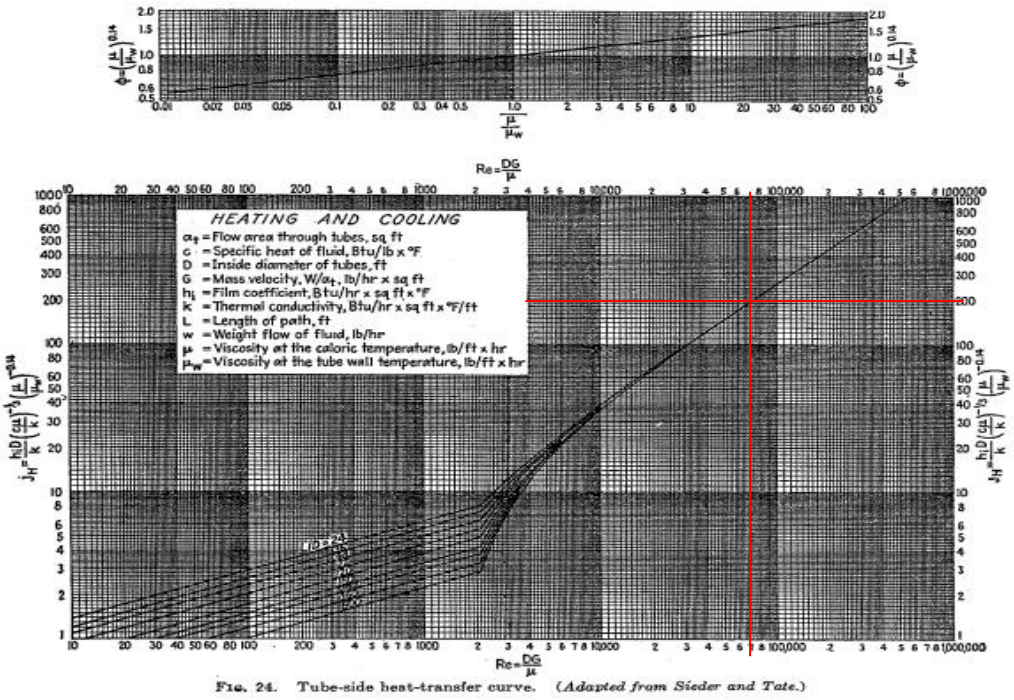



Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. *(Adapted from Sieder and Tate.)*

Berdasarkan fig.24 (Kern, 1983) didapatkan jH = 200

Data-data yang diperlukan :

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| k | = | 0,3524 | Btu/ft.$^{o}$F.jam | | | |
| D | = | 0,0517 | ft | | | |
| μ | = | 1,146 | lb/ft.jam | | | |
| Cp | = | 7,243 | kJ/kg | = | 1,730 | Btu/lb.$^{o}$F |
| ϕt | = | 1,0000 | | | | |

Didapatkan nilai hi adalah :

hi = 2426,390 Btu/ft$^{2}$.$^{o}$F.jam

Sehingga, didapat nilai hio dengan persamaan berikut:

$$\frac{hio}{\phi t} = \frac{hi}{\phi t}\left(\frac{ID}{OD}\right)$$

$$\frac{hio}{1} = \frac{2426,39}{1}\left(\frac{0,620}{0,75}\right)$$

$$hio = 2005,816 \ Btu/ft^2.{}^oF.jam$$

**I. Menghitung Clean Overall Coefficient (Uc)**

Clean Overall Coefficient (Uc) dapat dihitung menggunakan persamaan:

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

Dengan,

ho = Heat transfer coefficient steam di shell (Btu/ft$^2$.$^o$F.jam)

hio = Heat transfer coefficient fluida di tube (Btu/ft$^2$.$^o$F.jam)

dimana,

ho = 394,68 Btu/ft$^2$.$^o$F.jam

hio = 2005,82 Btu/ft$^2$.$^o$F.jam

Sehingga, Clean Overall Coefficient (Uc) :

$$Uc = \frac{2005,82 \ Btu/ft^2.{}^oF.jam \times 394,68 \ Btu/ft^2.{}^oF.jam}{2005,82 \ Btu/ft^2.{}^oF.jam + 394,68 \ Btu/ft^2.{}^oF.jam}$$

$$= 329,79 \ Btu/ft^2.{}^oF.jam$$

**J. Menghitung Dirt Factor (Rd)**

Dirt Factor (Ud) dapat dihiting menggunakan persamaan:

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

Dengan,

Uc = Clean Overall Coefficient (Btu/ft$^2$.$^o$F.jam)

Ud = Design Overall Coefficient (Btu/ft$^2$.$^o$F.jam)

dimana,

Uc = 329,79 Btu/ft$^2$.$^o$F.jam

Ud = 5,285 Btu/ft$^2$.$^o$F.jam

Sehingga, Clean Overall Coefficient (Uc) :

$$Rd = \frac{329,79 \ Btu/ft^2.{}^oF.jam - 5,285 \ Btu/ft^2.{}^oF.jam}{329,79 \ Btu/ft^2.{}^oF.jam \times 5,285 \ Btu/ft^2.{}^oF.jam}$$

$$= 0,186 \ ft.{}^oF.jam/Btu$$

Rdmin = 0,001 ft.$^o$F.jam/Btu

Rd > Rdmin, maka alat dianggap layak

## K. Menghitung Pressure Drop

### Shell

Untuk menghitung pressure drop di shell digunakan persamaan berikut:

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} D_e \times s \times \phi_s}$$

Dengan,

| | | |
|---|---|---|
| f | = | Friction factor |
| Gs | = | Laju alir massa (lb/ft$^2$.jam) |
| Ds | = | Inside diameter shell (ft) |
| N+1 | = | Number of Crosess |
| De | = | Diameter ekivalen (ft) |
| s | = | Specific Grafity |
| ϕs | = | Viscosity rasio |

Mencari nilai f :

Nilai f didapatkan dari Fig. 29 (Kern, 1983) dengan Res = 7627,608

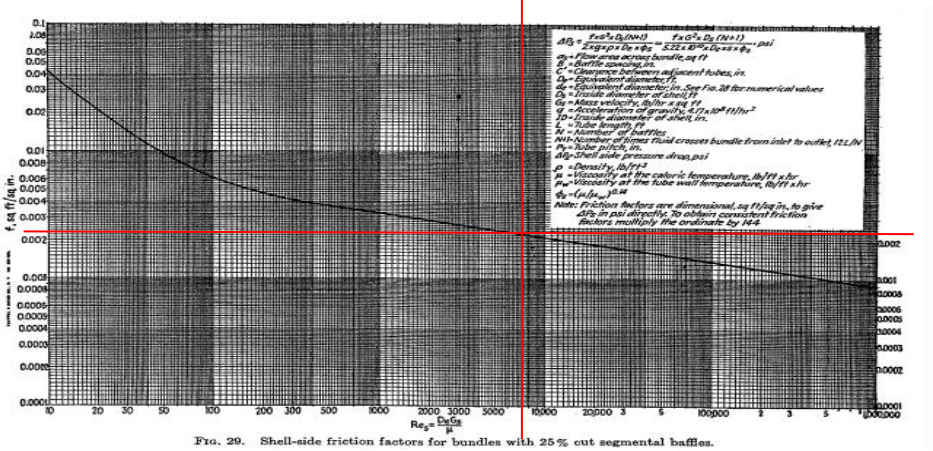


FIG. 29. Shell-side friction factors for bundles with 25% cut segmental baffles.

Didapatkan nilai f sebesar = 0,0022 ft$^2$/in$^2$

Mancari N+1 :

$$N + 1 = \frac{12\ L}{B}$$

Dengan,

| | | |
|---|---|---|
| L | = | Panjang tube (ft) |
| B | = | Baffle space (in) |

Sehingga didapatkan:

N + 1 = 250

Data-data yang diperlukan:

| | | | |
|---|---|---|---|
| f | = | 0,0022 | ft$^2$/in$^2$ |
| Gs | = | 6039,463 | lb/ft$^2$.jam |
| Ds | = | 5,000 | ft |
| N+1 | = | 250 | |

De = 0,0446 ft
s = 1
ϕs = 1,0000

Sehingga didapatkan:

ΔPs = 0,043 psi

Dimana, ΔPmax = 2 psi

ΔPs < ΔPmax (Memenuhi standar)

**Tube**

Untuk menghitung pressure drop di tube digunakan persamaan berikut:

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5{,}22 \times 10^{10} D \times s \times \phi_s}$$

Dengan,

f = Friction factor
Gt = Laju alir massa (lb/ft$^2$.jam)
D = Inside diameter tube (ft)
s = Specific grafity
ϕt = Viscosity ratio

Mencari nilai f :

Nilai f didapatkan dari fig.26 (kern,1983) dengan Ret = 71931,964

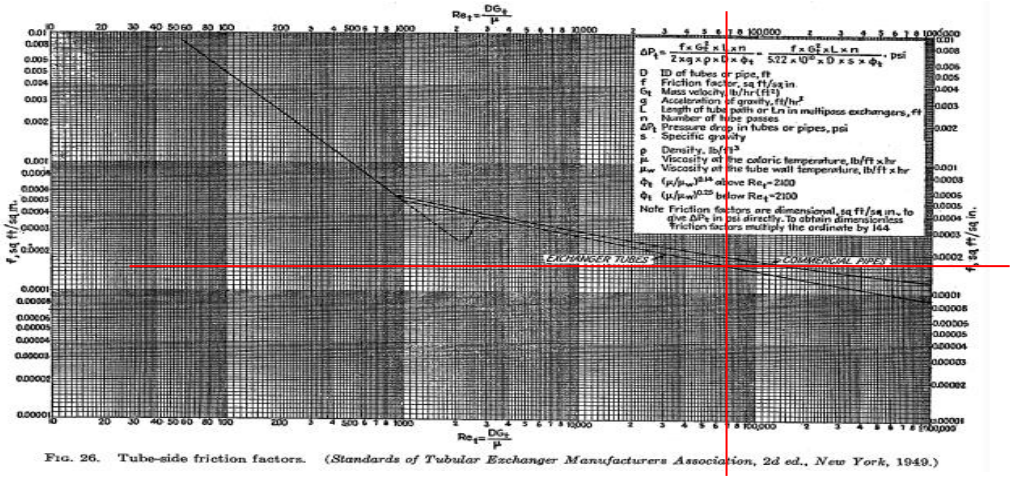



Fig. 26. Tube-side friction factors. (*Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association, 2d ed., New York, 1949.*)

Didapatkan nilai f sebesar = 0,00018 ft$^2$/in$^2$

Data-data yang diperlukan:

| | | | |
|---|---|---|---|
| f | = | 0,00018 | $ft^2/in^2$ |
| Gt | = | 132993,24 | $lb/ft^2.jam$ |
| L | = | 24 | ft |
| n | = | 6 | |
| D | = | 0,052 | ft |
| s | = | 1,58 | |
| $\phi t$ | = | 1,000 | |

Sehingga didapatkan:

| | | | |
|---|---|---|---|
| $\Delta Pt$ | = | 0,0108 | psi |

Dimana, $\Delta Pmax$ = 10 psi

$\Delta Pt < \Delta Pmax$ (Memenuhi standar)

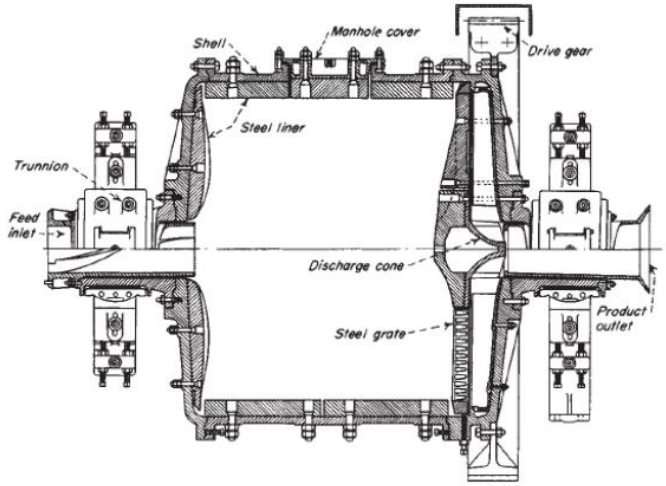
## KESIMPULAN HEATER (HE-01)

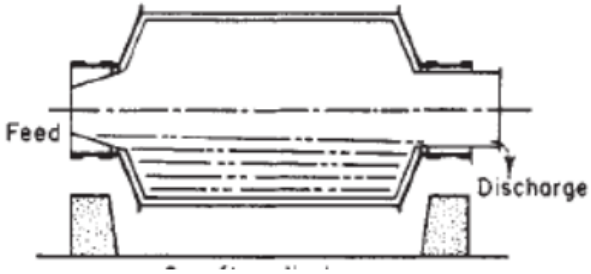
**Fungsi** : Memanaskan suhu umpan mixing point dari 116,2$^{o}$C menjadi 140$^{o}$C
**Jenis** : Shell and Tube

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| **1.** | **Fluida Panas (Steam)** | | | |
| | Suhu Masuk | = | 160 | $^{o}$C |
| | Suhu Keluar | = | 160 | $^{o}$C |
| | Laju Alir | = | 3157,094 | kg/jam |
| **2.** | **Fluida Dingin (Umpan)** | | | |
| | Suhu Masuk | = | 116,194 | $^{o}$C |
| | Suhu Keluar | = | 140,000 | $^{o}$C |
| | Tekanan | = | 1 | atm |
| | Laju Alir | = | 85270,770 | kg/jam |
| | Beban Panas | = | 6673212,025 | kJ/jam |
| **3.** | **Dimensi Tube** | | | |
| | Inside Diameter (ID) | = | 0,016 | m |
| | Outside Diameter (OD) | = | 0,019 | m |
| | Flow Area/tube | = | 0,000195 | $m^2$ |
| | Panjang Tube | = | 7,315 | m |
| | Pass | = | 6 | |
| | Jumlah Tube | = | 4044 | |
| | BWG | = | 16 | |
| | Pitch | = | 0,024 | m |
| | Jenis Pitch | = | Triangular Pitch | |
| **4.** | **Dimensi Shell** | | | |
| | Inside Diameter (ID) | = | 1,524 | m |
| | Pass | = | 2 | |
| | Jumlah Baffle | = | 21 | |
| **5.** | **Koefisien Perpindahan Panas** | | | |
| | Perpindahan Panas di Shell (ho) | = | 394,679 | Btu/ft$^2$.$^{o}$F.jam |
| | Perpindahan Panas di Tube (hio) | = | 2005,816 | Btu/ft$^2$.$^{o}$F.jam |
| | Coefficient Overall (Uc) | = | 329,79 | Btu/ft$^2$.$^{o}$F.jam |
| | Coefficient Dirt (UD) | = | 5,285 | Btu/ft$^2$.$^{o}$F.jam |
| | Dirt Factor (Rd) | = | 0,186 | ft.$^{o}$F.jam/Btu |
| **6.** | **Pressure Drop** | | | |
| | Tube | = | 0,011 | psi |
| | Shell | = | 0,043 | psi |

**BALL MILL**
**(BM-01)**

**Fungsi** : Menggiling padatan bauksit menjadi lebih halus sebelum masuk Reaktor-01
**Jenis** : Dry Grinding
**Jumlah** : 1 Unit




**Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Suhu | : | 30 | $^{o}C$ |
| | : | 303 | K |

**A. Kapasitas Ball Mill**

Untuk kapasitas ball mill diukur dalam ton bauksit/24 jam
Maka,

| | | | |
|---|---|---|---|
| Kapasitas | = | 107645,871 | kg/jam |
| | = | 2583500,912 | kg/hari |
| | = | 2583,501 | ton/hari |

**B. Dimensi Ball Mill**

Berdasarkan tabel 20-16 Perry, 7ed didapat dimensi ball mill dari nilai kapasitas ball mill yang didapat

**TABLE 20-16 Illustrative Performance of Marcy Ball Mills**

| Size, ft. | Ball charge, tons | Hp. to run | Mill speed, r.p.m. | Capacity, tons/24 hr. (based on medium-hard ore) | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | No. 8 sieve[a] 20% –200 | No. 20 sieve 35% –200 | No. 35 sieve 50% –200 | No. 48 sieve 60% –200 | No. 65 sieve 70% –200 | No. 80 sieve 80% –200 | No. 100 sieve 85% –200 | No. 150 sieve 93% –200 | No. 200 sieve 97% –200 |
| 3 × 2 | 0.85 | 5–7 | 35 | 19 | 15 | 12 | 10 | 8 | 6½ | 5 | 4 | 3 |
| 4 × 3 | 2.73 | 20–24 | 30 | 80 | 64 | 53 | 45 | 36 | 28 | 22 | 18 | 14 |
| 5 × 4 | 5.25 | 44–50 | 27 | 180 | 145 | 120 | 102 | 82 | 63 | 51 | 41 | 32 |
| 6 × 4½ | 8.90 | 85–95 | 24 | 375 | 300 | 250 | 210 | 170 | 135 | 105 | 85 | 66 |
| 7 × 5 | 13.10 | 135–150 | 22½ | 640 | 510 | 425 | 360 | 290 | 225 | 180 | 145 | 113 |
| 8 × 6 | 20.2 | 220–245 | 21 | 1100 | 885 | 735 | 625 | 500 | 390 | 310 | 250 | 195 |
| 9 × 7 | 30.0 | 345–380 | 20 | 1800 | 1450 | 1200 | 1020 | 815 | 635 | 505 | 410 | 315 |
| 10 × 10 | 56.50 | 700–750 | 18 | 3680 | 2960 | 2450 | 2100 | 1700 | 1325 | 1050 | 850 | 655 |
| 12 × 12 | 90.5 | 1260–1345 | 16.4 | 7125 | 5725 | 4750 | 4070 | 3290 | 2570 | 2035 | 1650 | 1275 |

[a]Sieve through which substantially all the material can pass.

NOTE: To convert horsepower to kilowatts, multiply by 0.746; to convert tons to megagrams, multiply by 0.907; and to convert tons per 24 hours to megagrams per day, multiply by 0.907.

Dipilih:

| | | | |
|---|---|---|---|
| Ukuran mill | = | 10 x 10 | ft |
| Berat bola | = | 56,5 | ton |
| Daya motor | = | 700 - 750 | hp |
| Kecepatan putar mill | = | 18 | rpm |

## KESIMPULAN BALL MILL (BM-01)

| | | | |
|---|---|---|---|
| **Fungsi** | : | Menggiling padatan bauksit menjadi lebih halus sebelum masuk Reaktor-01 | |
| **Jenis** | : | Dry Grinding | |
| **Jumlah** | : | 1 | |
| **Kapasitas** | : | 107645,871 | kg/jam |
| | | 2583,501 | ton/hari |

**Kondisi Operasi**

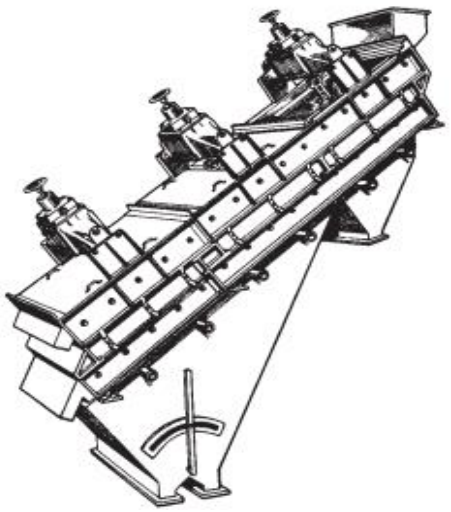
| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Suhu | : | 30 | $^{o}C$ |
| | : | 303 | K |

**Spesifikasi Ball Mill**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Ukuran mill | : | 10 x 10 | ft |
| Berat bola | : | 56,5 | ton |
| Daya motor | : | 700 - 750 | hp |
| Kecepatan putar mill | : | 18 | rpm |

**SCREEN**
**(S-01)**

**Fungsi** : Menyaring bauksit hingga sesuai dengan spesifikasi masuk reaktor
**Jenis** : Electrically Vibrated Screen
**Jumlah** : 1 unit



**Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Suhu | : | 30 | $^oC$ |
| | : | 303 | K |

**A. Kapasitas Screen**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Kapasitas | = | 134557,339 | kg/jam |
| | = | 134,557 | ton/jam |

**B. Spesifikasi Vibrating Screen**

Berdasarkan tabel 19-6 Perry, 7th edition, untuk screen standart (U.S.Sieve) pada 2 mm atau 9 mesh (Tyler Equivalent), didapat:

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Diameter wire (d) | = | 0,900 | mm | = | 0,035 | in |
| Sieve Opening (a) | = | 2,000 | mm | = | 0,079 | in |

Maka, dapat dihitung persentase luas bukaan (FOA) dengan menggunakan persamaan 21-6 pada fig. 19-22, Perry 7th edition:

$$FOA = \frac{100 \times a}{a + d}$$

$$= \frac{100 \times 0{,}079}{0{,}079 + 0{,}035}$$

$$= 68{,}975\ \%$$

Berdasarkan persaaman 19-7, Perry 7th edition, dapat dihitung luas screen dengan:

$$A = \frac{0{,}4 \times Ct}{Cu \times FOA \times Fs}$$

dengan,

| | | |
|---|---|---|
| A | = | Luas Screen (ft) |
| Ct | = | Rate bahan masuk (ton/jam) |
| Cu | = | Kapasitas unit (ton/h.ft$^2$) |
| FOA | = | Luas bukaan (%) |
| Fs | = | Slotted factor area |

dimana,

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Ct | = | 134,557 | ton/h | |
| Cu | = | 0,05 | ton/h.ft$^2$ | (Fig 19-22, Perry 7th ed.) |
| FOA | = | 68,975 | % | |
| Fs | = | 25 | | (Tabel 19-7, Perry 7th ed.) |

Maka,

| | | | |
|---|---|---|---|
| A | = | 62,426 | ft$^2$ |

## KESIMPULAN SCREEN (S-01)

| | | | |
|---|---|---|---|
| **Fungsi** | : | Menyaring bauksit hingga sesuai dengan spesifikasi masuk reaktor | |
| **Jenis** | : | Electrically Vibrated Screen | |
| **Jumlah** | : | 1 | |
| **Kapasitas** | : | 134557,339 | kg/jam |
| | | 134,557 | ton/jam |

**Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Suhu | : | 30 | $^{o}$C |
| | : | 303 | K |

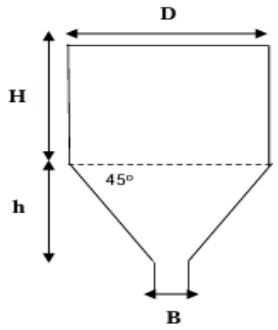
**Spesifikasi Vibrating Screen**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Luas Bukaaan | : | 68,975 | % |
| Diameter wire | : | 0,900 | mm |
| Sieve Opening | : | 2,000 | mm |
| Luas screen | : | 62,426 | $ft^2$ |

**HOPPER**
**(HO-01)**

**Fungsi** : Menampung sementara bahan baku NaOH padat sebelum masuk mixer (M-01)

**Jenis** : Hopper silinder vertikal dengan bagian bawah *cone*




**1. Menentukan Kapasitas Hopper**

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Kapasitas per jam | = | 875,785 | kg/jam | | | |
| Waktu tinggal | = | 15 | menit | | | |
| Kapasitas hopper | = | 875,785 | kg/jam | x | 0,25 | jam |
| | = | 218,946 | kg | | | |

**2. Dimensi hopper**

*Density* = 2209,100 kg/$m^3$

= 137,910 lb/$ft^3$

Volume padatan = $\frac{\text{Kapasitas}}{\textit{Density}}$

= $\frac{218,946 \text{ kg}}{2209,100 \text{ kg/m}^3}$

= 0,099 $m^3$

Volume hopper overdesign = 20%

= 120% x Volume padatan

= 120% x 0,099 $m^3$

= 0,119 $m^3$

Dipilih hopper dengan ukuran sebagai berikut:

Dipilih sudut q = $45^o$

Tg q = $\frac{h}{D/2}$

Tg $45^o$ = $\frac{h}{D/2}$

1 = $\frac{h}{D/2}$

h = 0,5D

Volume hopper = Volume tabung + Volume kerucut

$$= \frac{\pi . D^2 . H}{4} + \frac{\pi . D^2 . h}{12}$$

Diambil

H = 2D

B = 0,1D

$$Vh = \frac{\pi . D^2 . 3D}{4} + \frac{\pi . D^2 . 0{,}5D}{12}$$

$$D = \left(\frac{12 \times Vh}{6{,}5 \times \pi}\right)^{1/3}$$

$$D = \left(\frac{1{,}846 \times Vh}{\pi}\right)^{1/3}$$

D = 0,023 m

Maka:

| | | | |
|---|---|---|---|
| D | = | 0,023 | m |
| | = | 0,076 | ft |
| | = | 0,918 | in |
| H | = | 0,047 | m |
| | = | 0,153 | ft |
| B | = | 0,002 | m |
| | = | 0,008 | ft |
| h | = | 0,012 | m |
| | = | 0,038 | ft |

Tinggi total hopper

Hh = H + h

| | | | |
|---|---|---|---|
| | = | 0,058 | m |
| | = | 0,191 | ft |

Tebal Hopper

Bahan konstruksi digunakan stainless steel SA-167 tipe 314 (Brownell-Young, hal 342)

| | | | |
|---|---|---|---|
| Densitas (ρ) | = | 137,910 | $lb/ft^3$ |
| Allowable stress (f) | = | 18750 | psi (Appendix D Brownell-Young) |
| Effisiensi sambungan ( e ) | = | 0,8 | (Tabel 13.2, Brownell-Young) |
| Faktor korosi ( C ) | = | 0,125 | in |
| Diameter (D) | = | 0,076 | ft |

$$t = \frac{\rho \times (H - 1) \times 12D}{2 \times f \times E \times 144} + C$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| | = | 0,1250 | in |
| | = | 0,0032 | m |

## KESIMPULAN HOPPER (HO-01)

**Fungsi** : Menampung sementara bahan baku NaOH padat sebelum masuk mixer (M-01)

**Jenis** : Hopper silinder vertikal dengan bagian bawah *cone*

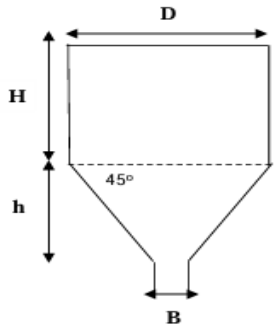
**Dimensi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Diameter | = | 0,023 | m |
| Tinggi | = | 0,058 | m |
| Tebal | = | 0,003 | m |
| Bahan Konstruksi | = | Stainless steel SA-167 tipe 314 | |

**HOPPER**
**(HO-02)**

**Fungsi** : Menampung sementara bahan baku bauksit sebelum masuk reaktor 1 (R-01.1)

**Jenis** : Hopper silinder vertikal dengan bagian bawah *cone*




**1. Menentukan Kapasitas Silo**

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Kapasitas per jam | = | 107645,871 | kg/jam | | | |
| Waktu tinggal | = | 30 | menit | | | |
| Kapasitas hopper | = | 107645,871 | kg/jam | x | 0,5 | jam |
| | = | 53822,936 | kg | | | |

**2. Dimensi hopper**

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Bulk density* | = | 4103,541 | $kg/m^3$ |
| | = | 256,176 | $lb/ft^3$ |
| Volume padatan | = | Kapasitas / *Bulk density* | |
| | = | 53822,936 kg / 4103,541 $kg/m^3$ | |
| | = | 13,116 | $m^3$ |

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Volume hopper overdesign | = | 20% | | | |
| | = | 120% | x | Volume padatan | |
| | = | 120% | x | 13,116 | $m^3$ |
| | = | 15,739 | $m^3$ | | |

Dipilih hopper dengan ukuran sebagai berikut:

Dipilih sudut q = $45^o$

$$Tg\ q = \frac{h}{D/2}$$

$$Tg\ 45^o = \frac{h}{D/2}$$

$$1 = \frac{h}{D/2}$$

$$h = 0{,}5D$$

Volume hopper = Volume tabung + Volume kerucut

$$= \frac{\pi . D^2 . H}{4} + \frac{\pi . D^2 . h}{12}$$

Diambil

H = 2D

B = 0,1D

$$Vh = \frac{\pi . D^2 . 3D}{4} + \frac{\pi . D^2 . 0{,}5D}{12}$$

$$D = \left(\frac{12 \times Vh}{6{,}5 \times \pi}\right)^{1/3}$$

$$D = \left(\frac{1{,}846 \times Vh}{\pi}\right)^{1/3}$$

D = 3,084 m

Maka:

| | | | |
|---|---|---|---|
| D | = | 3,084 | m |
| | = | 10,119 | ft |
| | = | 121,433 | in |
| H | = | 6,169 | m |
| | = | 20,239 | ft |
| B | = | 0,308 | m |
| | = | 1,012 | ft |
| h | = | 1,542 | m |
| | = | 5,060 | ft |

Tinggi total hopper

Hh = H + h

| | | | |
|---|---|---|---|
| | = | 7,711 | m |
| | = | 25,299 | ft |

Tebal Hopper

Bahan konstruksi digunakan stainless steel SA-167 tipe 314 (Brownell-Young, hal 342)

| | | | |
|---|---|---|---|
| Densitas (ρ) | = | 256,17584 | $lb/ft^3$ |
| Allowable stress (f) | = | 18750 | psi (Appendix D Brownell-Young) |
| Effisiensi sambungan ( e ) | = | 0,8 | (Tabel 13.2, Brownell-Young) |
| Faktor korosi ( C ) | = | 0,125 | in |
| Diameter (D) | = | 10,119 | ft |

$$t = \frac{\rho \times (H - 1) \times 12D}{2 \times f \times E \times 144} + C$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| | = | 0,2635 | in |
| | = | 0,0067 | m |

## KESIMPULAN HOPPER (HO-02)

**Fungsi** : Menampung sementara bahan baku bauksit sebelum masuk reaktor 1 (R-01.1)

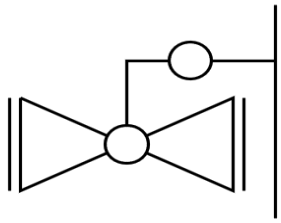
**Jenis** : Hopper silinder vertikal dengan bagian bawah *cone*

**Dimensi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Diameter | = | 3,084 | m |
| Tinggi | = | 7,711 | m |
| Tebal | = | 0,007 | m |
| Bahan Konstruksi | = | Stainless steel SA-167 tipe 314 | |

**PRESSURE REDUCER VALVE**
**(PRV-01)**

**Fungsi** : Menurunkan tekanan keluaran Reaktor (R-01.2) dari 4 atm menjadi 1 atm
**Jenis** : Globe valve, fully opened



**A. Neraca Massa disekitar Valve**

| Komponen | BM | Input | | Output | |
|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 877,087 | 5,622 | 877,087 | 5,622 |
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 100,918 | 16146,881 | 100,918 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 40,367 | 3229,376 | 40,367 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,670 | 143,528 | 8611,670 | 143,528 |
| NaOH | 40 | 489,899 | 12,247 | 489,899 | 12,247 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 82983,468 | 1011,994 | 82983,468 | 1011,994 |
| $H_2O$ | 18 | 80578,260 | 4476,570 | 80578,260 | 4476,570 |
| **Total** | | **192916,641** | **5791,246** | **192916,641** | **5791,246** |

**B. Kondisi Operasi**

Kondisi umpan

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu masuk ($T_1$) | = | 140 | $^oC$ | = | 413,15 | K |
| Tekanan masuk ($P_1$) | = | 4 | atm | = | 0,405 | Mpa |

Kondisi Keluar

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu keluar ($T_2$) | = | 64,38 | $^oC$ | = | 337,534 | K |
| Tekanan keluar ($P_2$) | = | 1 | atm | = | 0,101 | Mpa |

**C. Sifat Fisis Umpan**

**Densitas Umpan Masuk**

Densitas Fase Liquid :

$$\rho l = AB^{-(1-T/T_c)^n}$$

Data densitas fase liquid berdasarkan yaws :

| Komponen | A | B | n | Tc | Tmin | Tmax | ρ 25°C |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $SiO_2$ | 0,33537 | 0,1 | 0,28571 | 4076,87 | 2000 | 2200 | |
| $H_2O$ | 0,3471 | 0,274 | 0,2857 | 647,13 | 273,16 | 647,13 | 1,027 |
| NaOH | 0,19975 | 0,09793 | 0,25382 | 2820 | 596 | 2000 | |

Data densitas fase padat berdasarkan Perry:

| Komponen | Specific.Grav | ρ (kg/L) | ρ (kg/m$^3$) |
|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 3,99 | 3,990 | 3990 |
| $Fe_2O_3$ | 5,12 | 5,120 | 5120 |
| $TiO_2$ | 4,26 | 4,260 | 4260 |
| $NaAlO_2$ | 0,97xρair (20°C) | 1,001 | 1001,18 |

| rapat massa air | |
|---|---|
| 1 | g/cm$^3$ |
| 1 | kg/L |

Menghitung densitas fase liquid umpan masuk:

| Komponen | (1-T/Tc)^n | (B^-(1-T/Tc)^n) | ρ (kg/L) | ρ (kg/m$^3$) |
|---|---|---|---|---|
| $SiO_2$ | 0,9699 | 9,3311 | 3,1294 | 3129,37229 |
| $H_2O$ | 0,7478 | 2,6329 | 0,9139 | 913,890 |
| NaOH | 0,9606 | 9,3178 | 1,8612 | 1861,234 |
| $H_2O$ (20°C) | 0,8418 | 2,9736 | 1,0321 | 1032,14704 |

Menghitung densitas campuran:

| Komponen | BM | Input | | ρ (lb/ft$^3$) | xi | xi.ρ | Fv (ft$^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | lb/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 877,087 | 1933,978 | 249,095 | 0,0045 | 1,13 | 7,764 |
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 35603,872 | 319,640 | 0,0837 | 26,8 | 111,387 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 7120,774 | 265,951 | 0,0167 | 4,45 | 26,775 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,670 | 18988,732 | 195,366 | 0,0446 | 8,72 | 97,196 |
| NaOH | 40 | 489,899 | 1080,228 | 116,196 | 0,0025 | 0,3 | 9,297 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 82983,468 | 182978,546 | 62,504 | 0,4302 | 26,9 | 2927,488 |
| $H_2O$ | 18 | 80578,260 | 177675,064 | 57,054 | 0,4177 | 24 | 3114,161 |
| **Total** | | **192916,641** | **425381,194** | **1265,81** | **1,000** | **92,1** | **6294,067** |

Sehinga, densitas umpan total:

$$\rho = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

$= 67{,}584$ lb/ft$^3$

$= 1082{,}568$ kg/m$^3$

**Laju Alir Volumetrik**

$$\text{Laju volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{densitas}}$$

kg/jam / kg/m$^3$

$= 178{,}20$ m$^3$/jam

$= 6293{,}232$ ft$^3$/jam

**D. Menetukan Diameter Valve**

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45} (\rho_H)^{0{,}13}$$

Keterangan :

Di = Diameter dalam pipa (in)

$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan (ft$^3$/s)

$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $Q_H$ | = | 1,748 | $ft^3/s$ |
| $\rho_H$ | = | 67,584 | $lb/ft^3$ |

Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Di | = | 8,672 | in |

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 10 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 2,88 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 10,75 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 78,8 | $in^2$ |

**E. Pressure Head**

Dihitung menggunakan rumus:

$$Pressure\ head = \frac{\Delta P}{\rho}$$

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| $\Delta P$ | = | Penurunan tekanan | = | 3,100 | $kg/cm^2$ |
| $\rho$ | = | Densitas | = | 0,001 | $kg/cm^3$ |

Sehingga, didapatkan:

| | | | |
|---|---|---|---|
| Head | = | 2863,275 | cm |
| | = | 28,633 | m |

**F. Power**

*Power* dihitung menggunakan persamaan 4-13 "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics", Ulrich (1984) hal. 92

$$w_s = \frac{\varepsilon . m . R . T_1 . k}{k-1}\left[1 - \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}}\right]$$

Sehingga, didapat:

| | | | |
|---|---|---|---|
| k | = | 1,177 | |
| ε | = | 0,42 | |
| m | = | 5791246,39 | mol/jam |
| R | = | 0,083 | $m^3$.bar/mol.K |
| Ws | = | 156,545 | kW |
| | = | 209,927 | hP |

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas hal 289)

Dipilih daya standar = 250 hp

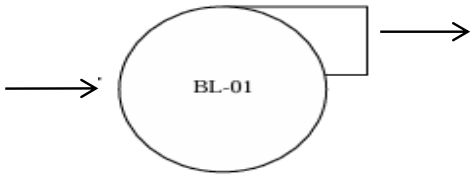
## KESIMPULAN PRESSURE REDUCER VALVE (PRV-01)

**Fungsi** : Menurunkan tekanan keluaran Reaktor (R-01.2) dari 4 atm menjadi 1 atm
**Jenis** : Globe valve, fully opened

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| **1.** | **Kondisi Operasi** | | | |
| | Suhu masuk | = | 140 | $^oC$ |
| | Suhu keluar | = | 64,38 | $^oC$ |
| | Tekanan masuk | = | 4 | atm |
| | Tekanan keluar | = | 1 | atm |
| **2.** | **Spesifikasi Pipa** | | | |
| | Nominal pipe size, Nps | = | 10 | m |
| | Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| | Outside Diameter, OD | = | 2,88 | m |
| | Inside Diameter, ID | = | 10,75 | m |
| | Flow area per pipe | = | 78,8 | $m^2$ |
| **3.** | **Pressure Head** | = | 28,633 | m |
| **4.** | **Daya** | = | 250 | hp |

**BLOWER**
**BL-01**

**Fungsi** : Menghembuskan udara bebas ke burner rotary kiln dan rotary cooler
**Jenis** : Centrifugal Blower, Single Stage




**A. Kondisi Operasi**

Kondisi umpan

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu masuk ($T_1$) | = | 30 | $^oC$ | = | 303,15 | K |
| Tekanan masuk ($P_1$) | = | 1 | atm | = | 101325,00 | Mpa |
| Kondisi Keluar | | | | | | |
| Tekanan keluar ($P_2$) | = | 1,05 | atm | = | 106391,25 | Mpa |

**B. Kapasitas Blower**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Kebutuhan udara | = | 61995,5504 | kg/jam |
| Densitas udara | = | 1,164 | $kg/m^3$ |
| V blower | = | 53260,7821 | $m^3$/jam |

Blower diranjang dengan faktor keamanan sebesar 20%, sehingga V blower didapat:

| | | | |
|---|---|---|---|
| V blower design | = | 63912,9385 | $m^3$/jam |
| | = | 17,754 | $m^3$/s |

**C. Pressure Rasio**

Nilai pressure rasio dapat dihitung dengan persamaan:

$$rp = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)$$

Dengan,

$P_1$ = Tekenan inlet blower (pa)
$P_2$ = Tekenan outlet blower (pa)

Sehingga,

rp = 1,05

Pressure rasio biasanya antara 1,05 - 7 per stage sehingga memenuhi syarat untuk cengtrifugal blower, single stage. (Ludwig, 2007)

**D. Temperature Outlet Blower**

Temperature outlet blower dapat dihitung dengan persamaan:

$$T_2 = T_1(rp)^{\frac{k-1}{k}}$$

Dengan,

$T_1$ = Suhu inlet blower (K)
$T_2$ = Suhu outlet blower (K)
k = Dari Tabel 5.5 "Chemical Process Engineering Design and Economics", Silla (2003) halaman 223 didapatkan nilai k untuk udara sebesar = 1,4
rp = Pressure rasio

Sehingga,

$T_2$ = 307,406 K
= 34,256 $^oC$

**E. Pressure Head**

Dihitung menggunakan rumus:

$$Pressure\ head = \frac{\Delta P}{\rho}$$

ΔP = Penurunan tekanan = 0,052 $kg/cm^2$
ρ = Densitas = 0,00001 $kg/cm^3$

Sehingga, didapatkan:

Head = 4438,273 cm
= 44,383 m

**F. Brake Horse Power (BHP)**

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :

Q = Debit aliran ($m^3/s$)
eff = effisiensi pompa
H = Head pompa (m)
γ = Densitas x percepatan gravitasi

Maka,

Q = 17,754 $m^3/s$
eff = 80,00%
H = 44,383 m
ρ = 1,164 $kg/m^3$
g = 9,807 $m/s^2$
γ = 11,415 $kg/m^2.s^2$

Sehingga didapatkan :

BHP = 11243,1 Watt
= 15,08 hp

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor}$$ = 18,85 hp

Dipilih daya standar = 20 hp (Wallas, hal 289)

## KESIMPULAN BLOWER ROTARY KILN (BL-01)

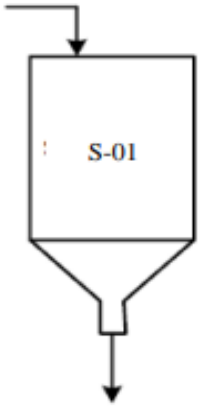
**Fungsi** : Menghembuskan udara bebas ke burner rotary kiln
**Jenis** : Centrifugal Blower, Single Stage

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| **1.** | **Kondisi Operasi** | | | |
| | Suhu masuk | = | 30 | $^{o}C$ |
| | Suhu keluar | = | 34,26 | $^{o}C$ |
| | Tekanan masuk | = | 1 | atm |
| | Tekanan keluar | = | 1,05 | atm |
| **2.** | **Pressure Head** | = | 44,383 | m |
| **3.** | **Daya** | = | 20 | hp |

**SILO**
**(SL-02)**

**Fungsi** : Menampung produk aluminium oksida (alumina) dengan waktu tinggal selama 2 hari

**Jenis** : Silinder tegak dengan conical bottom dan flat head




**Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Suhu | : | 50 | $^oC$ |
| | : | 323 | K |

**Dasar Pemilihan**

1. Kondisi operasi pada suhu 50°C.
2. Konstruksi lebih sederhana sehingga lebih ekonomis.
3. Cocok sebagai tempat penyimpanan material padat.

**1. Menentukan Kapasitas Silo**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir Produk (G) | = | 50505,051 | kg/jam |
| Densitas Produk (ρ) | = | 3,950 | kg/L |
| Waktu penyimpanan (t) | = | 2 | hari |
| | = | 48 | jam |
| Massa Produk (m) | = | G x t | |
| | = | 50505,051 x 48 | |
| | = | 2424242,45 | kg |
| Volume produk | = | $\frac{m}{\rho}$ | |
| | = | 613732,265 | L |
| | = | 613,732 | $m^3$ |

Volume silo dirancang 120% overdesign, maka:

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volume silo ($V_{silo}$) | = | 736,478718 | $m^3$ |
| | = | 26008,7459 | $ft^3$ |

**2. Menghitung Dimensi silo**

$$V_{silo} = V_{shell} \times V_{konis}$$

Volume shell : $V_{shell} = \frac{1}{4}\pi D^2 H$

Volume konis : $V_{konis} = \frac{\pi h}{12}(D^2 + D \times d + d^2)$

$$h = \frac{tan(45°) \times (D - d)}{2}$$

$$h = \frac{tan(45°) \times (D - d)}{2}$$

$$V_{konis} = \frac{\pi \times 0{,}5(D - d)}{12}(D^2 + D \times d + d^2)$$

$$V_{konis} = 0{,}1308\ (D^3 - d^3)$$

(Wallas,1988)

Keterangan :

D = Diameter silo (ft)
d = Diameter ujung konis (ft)
H = Tinggi silinder (ft)
h = Tinggi konis (ft)

Mencari nilai d:
d = $d_{eff}$ (diameter efektif keluaran silo), dihitung menggunakan berikut :

$$G = \frac{\pi}{4}\rho_s d_{eff}^{2,5} g^{0,5} \left(\frac{1 - cos\beta}{2\ sin^3\beta}\right)^{0,5}$$

Keterangan :

G = Laju alir massa (kg/s)
ρ = Densitas produk (kg/$m^3$)
g = Percepatan gravitasi (m/$s^2$)
β = Sudut dinding silo bawah (45°)

Data-data yang diperlukan untuk menghitung nilai d :

| | | | |
|---|---|---|---|
| G | = | 14,029 | kg/s |
| ρ | = | 3950,000 | kg/$m^3$ |
| g | = | 9,8 | m/$s^2$ |
| β | = | 45° | |

Sehingga diperoleh :

| | | | |
|---|---|---|---|
| d | = | 0,0885 | m |
| d | = | 0,2903 | ft |

$$V_{silo} = \frac{1}{4}\pi D^2 H + 0{,}1308\ (D^3 - d^3) + 0{,}000049\ (D^3)$$

Trial H dan D:

| Trial | H (ft) | D (ft) | $V_{shell}$ ($ft^3$) | $V_{konis}$ ($ft^3$) | $V_{total}$ ($ft^3$) |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 36 | 10 | 2826,00 | 130,80 | 2956,80 |
| 2 | 36 | 15 | 6358,50 | 441,45 | 6799,95 |
| 3 | 36 | 20 | 11304,00 | 1046,40 | 12350,40 |
| 4 | 36 | 25 | 17662,50 | 2043,75 | 19706,25 |
| 5 | 36 | 30 | 25434,00 | 3531,60 | 28965,60 |
| 6 | 36 | 35 | 34618,50 | 5608,05 | 40226,55 |
| 7 | 36 | 40 | 45216,00 | 8371,20 | 53587,20 |

Penentuan nilai tebakan H dan D menyesuaikan dengan standar Appendix E Brownell and Young 1959. Hasill volume total tidak boleh kurang dari 26008,746 $ft^3$ sehingga diambil :

D = 30 ft
= 9,1 m
= 360 in

H = 36 ft
= 11,0 m
= 432 in

Dapat disimpulkan :

$V_{shell}$ = 25434,00 $ft^3$
$V_{konis}$ = 3531,597 $ft^3$
$V_{total}$ = 28965,60 $ft^3$

**3. Shell**

Bahan konstruksi yang digunakan adalah Carbon Steel SA-283 Grade D

Menghitung tekanan design:

Tekanan desain adalah 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson,1983).

Tekanan desain diambil 10%, dimana tekanan operasi 1 atm.

$P_{operasi}$ = 1 atm
$P_{design}$ = 110% x $P_{operasi}$
= 1,1 atm
= 16,166 psi

Menghitung tebal shell:

$$t_{shell} = \frac{P.r_i}{f.E - 0{,}6.P} + C$$

(Brownell & Young, 1959)

Keterangan:

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = | 12650 | psi | (Brownell & Young hal 342) |
| E | = | Efisiensi sambungan | = | 0,8 | | (double welded butt join) |
| C | = | Faktor korosi | = | 0,125 | in | (Timmerhouse hal 542) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = | 180 | in | |
| P | = | Tekanan design (psi) | = | 16,166 | psi | |

Sehingga didapatkan tebal shell sebesar :

$t_{shell}$ = 0,4128 in

Diambil $t_{shell}$ standar :

$t_{shell}$ = 7/16 in

$t_{shell}$ = 0,438 in (Brownell & Young, 1959)

Menghitung diamter luar shell:

OD = ID + 2 x $t_{shell}$

= 360,9 in

= 9,17 m

**4. Konis**

Menghitung tebal konis:

$$t_{konis} = \frac{P.r_i}{(f.E - 0{,}6.P) \times 2\cos(45)} + C$$ (Brownell & Young, 1959)

Keterangan:

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| f | = Allowable stress (psi) | = | 12650 | psi | (Brownell & Young hal 342) |
| E | = Efisiensi sambungan | = | 0,8 | | (double welded butt join) |
| C | = Faktor korosi | = | 0,125 | in | (Timmerhouse hal 542) |
| ri | = Jari-jari dalam (in) | = | 180 | in | |
| P | = Tekanan design (psi) | = | 16,166 | psi | |

Sehingga didapatkan tebal konis sebesar :

$t_{konis}$ = 0,3989 in

Diambil $t_{konis}$ standar : (Brownell &Young,1959)

$t_{konis}$ = 7/16 in

$t_{konis}$ = 0,438 in

Menghitung tinggi konis:

$$h = \frac{tan(45°) \times (D - d)}{2}$$

Keterangan:

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| D | = Diameter silo (ft) | = | 30 | ft |
| d | = Diameter ujung konis (ft) | = | 0,2903 | ft |

Sehingga didapatkan tinggi konis sebesar :

$h_{konis}$ = 14,855 ft

= 4,528 m

= 178,258 in

**5. Tinggi Total Silo**

$H_{total}$ = $H_{shell}$ + $H_{konis}$

= 10,973 + 4,528

= 15,501 m

= 610,258 in

= 50,855 ft

## KESIMPULAN SILO (SL-02)

**Fungsi** : Menampung produk aluminium oksida (alumina) dengan waktu tinggal selama 2 hari

**Jenis** : Silinder tegak dengan conical bottom dan flat head

**Jumlah** : 1

**Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Suhu | : | 30 | $^{o}C$ |
| | : | 303 | K |

**Mechanical Design**

A. Shell

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA-283 Grade D | | | | | |
| Diameter dalam (ID) | = | 360,000 | in | = | 9,144 | m | |
| Diamater luar (OD) | = | 360,875 | in | = | 9,166 | m | |
| Tebal | = | 0,438 | in | = | 0,011 | m | |
| Tinggi | = | 432 | in | = | 10,973 | m | |
| Volume | = | 25434,000 | $ft^3$ | = | 720,204 | $m^3$ | |

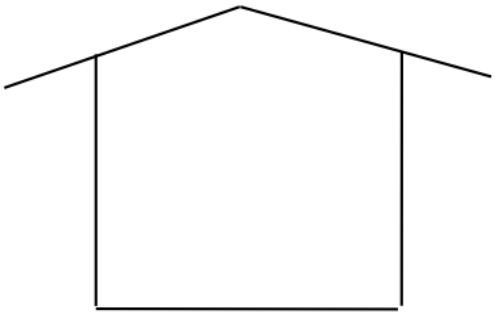
B. Konis

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA-283 Grade D | | | | | |
| Tebal | = | 0,438 | in | = | 0,011 | m | |
| Tinggi | = | 178,258 | in | = | 4,528 | m | |
| Volume | = | 3531,597 | $ft^3$ | = | 100,003 | $m^3$ | |

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| C. Tinggi total | = | 610,258 | m | = | 15,501 | m | |
| D. Volume total | = | 28965,597 | $ft^3$ | = | 820,20662 | $m^3$ | |

**GUDANG**
**(G-01)**

**Fungsi** : Menyimpan bahan baku NaOH padat
**Jenis** : Bangunan beton tertutup



**A. Kondisi Operasi**

T = 30 ˚C
P = 1 atm

**B. Kapasitas Penyimpanan**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Waktu penyimpanan | = | 30 | hari |
| Kapasitas | = | 875,79 | kg/jam |
| Kapasitas 10 hari | = | 630565 | kg |
| Massa 1 sak | = | 1000 | kg |
| Densitas NaOH | = | 1100,192 | kg/m$^3$ |
| Volume 1 sak | = | $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$ | |
| | = | $\frac{1000}{1100,192}$ | |
| | = | 0,909 | m$^3$ |
| Panjang sak standar | = | 45 | cm |
| Lebar sak standar | = | 65 | cm |
| Tinggi sak | = | $\frac{\text{Volume sak}}{\text{P x L}}$ | |
| | = | $\frac{0,909}{0,29}$ | m$^3$ |
| | = | 3,107 | m |
| | = | 310,746 | cm |
| Volume total produk | = | $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$ | |
| | = | $\frac{630565,4}{1100,192}$ | |
| | = | 573,141 | m$^3$ |

**C. Dimensi Gudang**

Menghitung jumlah sak keseluruhan :

$$\text{Jumlah sak (N)} = \frac{\text{Vtotal}}{\text{Vper sak}} = \frac{573,141}{0,9089} = 631 \text{ sak}$$

Tata letak di dalam gudang dibagi menjadi 4 grup tumpukan, setiap grup terdiri dari 4 tumpukan.

$$\text{Jumlah tiap grup (Ng)} = \frac{\text{Total sak}}{4} = \frac{631}{4} = 158 \text{ sak}$$

Volume produk dalam satu grup :

$$\text{V tiap grup (Vg)} = \text{Ng} \times \text{V per sak} = 158 \times 0,9089 = 143,29$$

Panjang dan lebar untuk setiap grup :

$$\text{Vg} = \text{P} \times \text{L} \times \text{t} \times \text{Jumlah tumpukan} = 2\text{L} \times \text{L} \times 3,11 \times 4 = 24,8597 \text{ L}^2$$

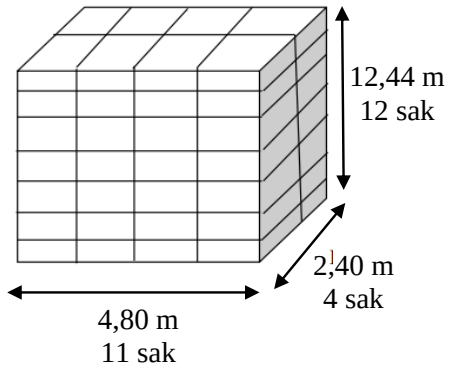
$$\text{L} = 2,401 \text{ m}$$

$$\text{P} = 4,802 \text{ m}$$

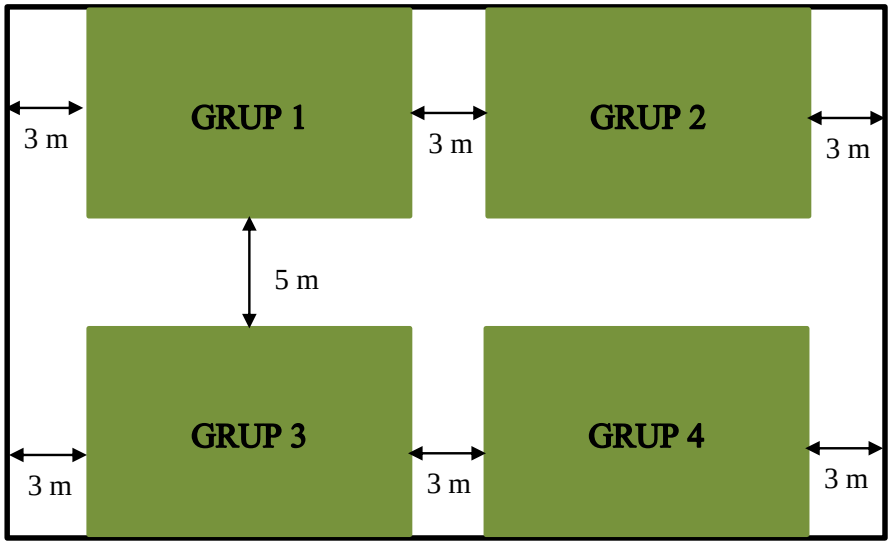
Jumlah sak tiap tumpukan :

$$\text{Nt} = \frac{\text{Luas tiap grup}}{\text{Luas tiap sak}} = \frac{4,80}{0,45} \times \frac{2,40}{0,65} = 40 \text{ sak}$$

Skema tumpukan produk tiap grup :



Tata letak gudang :




Panjang gudang keseluruhan :

$P_G$ = 2 x P grup + 9 m
= 2 x 4,802 + 9 m
= 18,603 m

Lebar gudang keseluruhan :

$L_G$ = 2 x L grup + 5 m
= 2 x 2,401 + 5 m
= 9,802 m

**D. Alat Bantu Gudang**

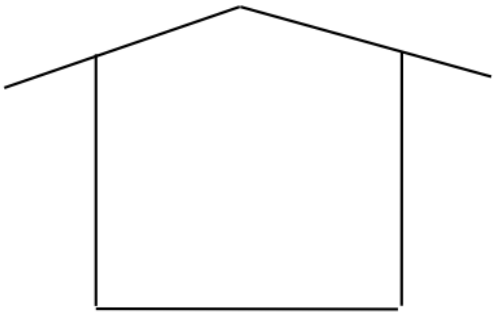
Truck stacker untuk membantu dalam penataan produk.

Spesifikasi :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Kapasitas | = | 2000 | kg |
| Max. lift height | = | 5 | m |
| Load centre distance | = | 0,5 | m |
| Service weight | = | 3700 | kg |
| Overall height | = | 5,8 | m |
| Overall length | = | 2,44 | m |
| Overall width | = | 1,26 | m |
| Speed | = | 0,19 m/0,2 s | |
| Lift motor | = | 8,2 | kW |
| Baterry voltage | = | 48 V/500 Ah | |

**GUDANG**
**(G-02)**

**Fungsi** : Menyimpan bahan baku bauksit
**Jenis** : Bangunan beton tertutup



**A. Kondisi Operasi**

T = 30 ˚C
P = 1 atm

**B. Kapasitas Penyimpanan**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Waktu penyimpanan | = | 7 | hari |
| Kapasitas | = | 107645,87 | kg/jam |
| Kapasitas 7 hari | = | 1,808,E+07 | kg |
| Massa 1 sak | = | 2000 | kg |
| Densitas bauksit | = | 4103,541 | kg/m$^3$ |
| Volume 1 sak | = | $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$ | |
| | = | $\frac{2000}{4103,541}$ | |
| | = | 0,4874 | m$^3$ |
| Panjang sak standar | = | 90 | cm |
| Lebar sak standar | = | 90 | cm |
| Tinggi sak | = | $\frac{\text{Volume sak}}{\text{P x L}}$ | |
| | = | $\frac{0,4874}{0,81}$ | m$^3$ |
| | = | 0,6017 | m |
| | = | 60,1709 | cm |
| Volume total produk | = | $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$ | |
| | = | $\frac{18084506,4}{4103,541}$ | |
| | = | 4407,049 | m$^3$ |

**C. Dimensi Gudang**

Menghitung jumlah sak keseluruhan :

$$\text{Jumlah sak (N)} = \frac{\text{Vtotal}}{\text{Vper sak}} = \frac{4407,0493}{0,4874} = 9042 \text{ sak}$$

Tata letak di dalam gudang dibagi menjadi 4 grup tumpukan, setiap grup terdiri dari 10 tumpukan.

$$\text{Jumlah tiap grup (Ng)} = \frac{\text{Total sak}}{4} = \frac{9042}{4} = 2261 \text{ sak}$$

Volume produk dalam satu grup :

$$\text{V tiap grup (Vg)} = \text{Ng} \times \text{V per sak} = 2261 \times 0,4874 = 1101,76$$

Panjang dan lebar untuk setiap grup :

$$\text{Vg} = \text{P} \times \text{L} \times \text{t} \times \text{Jumlah tumpukan}$$
$$= 2\text{L} \times \text{L} \times 0,602 \times 10$$
$$= 12,0342 \text{ L}^2$$

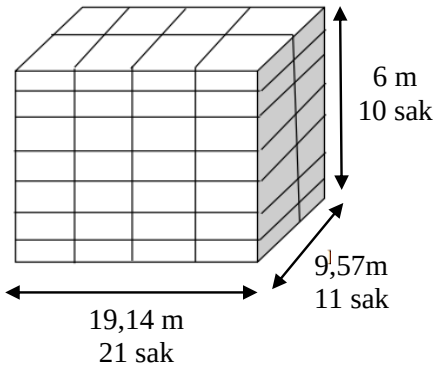
L = 9,568 m

P = 19,137 m

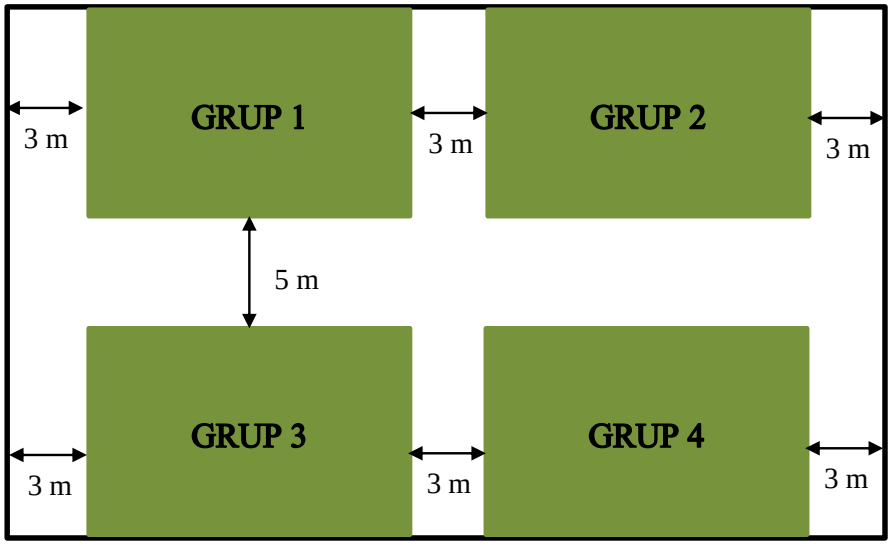
Jumlah sak tiap tumpukan :

$$\text{Nt} = \frac{\text{Luas tiap grup}}{\text{Luas tiap sak}} = \frac{19,14}{0,90} \times \frac{9,57}{0,90}$$
$$= 227 \text{ sak}$$

Skema tumpukan produk tiap grup :



Tata letak gudang :




Panjang gudang keseluruhan :

$P_G$ = 2 x P grup + 9 m
= 2 x 19,137 + 9 m
= 47,2733 m

Lebar gudang keseluruhan :

$L_G$ = 2 x L grup + 5 m
= 2 x 9,568 + 5 m
= 24,1366 m

**D. Alat Bantu Gudang**

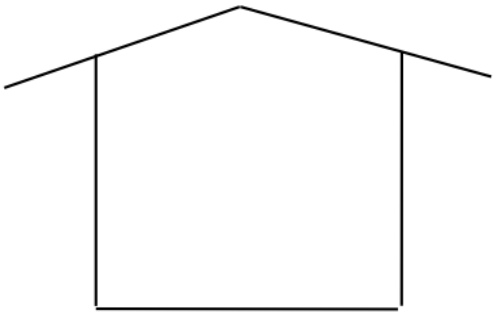
Truck stacker untuk membantu dalam penataan produk.

Spesifikasi :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Kapasitas | = | 2000 | kg |
| Max. lift height | = | 5 | m |
| Load centre distance | = | 0,5 | m |
| Service weight | = | 3700 | kg |
| Overall height | = | 5,8 | m |
| Overall length | = | 2,44 | m |
| Overall width | = | 1,26 | m |
| Speed | = | 0,19 m/0,2 s | |
| Lift motor | = | 8,2 | kW |
| Baterry voltage | = | 48 V/500 Ah | |

**GUDANG**
**(G-03)**

**Fungsi** : Menyimpan produk alumina
**Jenis** : Bangunan beton tertutup



**A. Kondisi Operasi**

T = 30 ˚C
P = 1 atm

**B. Kapasitas Penyimpanan**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Waktu penyimpanan | = | 10 | hari |
| Kapasitas | = | 50505,05 | kg/jam |
| Kapasitas 10 hari | = | 1,212,E+07 | kg |
| Massa 1 sak | = | 1000 | kg |
| Densitas produk | = | 3950,000 | kg/$m^3$ |
| Volume 1 sak | = | $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$ | |
| | = | $\frac{1000}{3950,000}$ | |
| | = | 0,2532 | $m^3$ |
| Panjang sak standar | = | 45 | cm |
| Lebar sak standar | = | 65 | cm |
| Tinggi sak | = | $\frac{\text{Volume sak}}{\text{P x L}}$ | |
| | = | $\frac{0,2532}{0,29}$ | $m^3$ |
| | = | 0,8655 | m |
| | = | 86,5520 | cm |
| Volume total produk | = | $\frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}}$ | |
| | = | $\frac{12121212,2}{3950,000}$ | |
| | = | 3068,661 | $m^3$ |

**C. Dimensi Gudang**

Menghitung jumlah sak keseluruhan :

$$\text{Jumlah sak (N)} = \frac{\text{Vtotal}}{\text{Vper sak}} = \frac{3068{,}6613}{0{,}2532} = 12121 \text{ sak}$$

Tata letak di dalam gudang dibagi menjadi 4 grup tumpukan, setiap grup terdiri dari 10 tumpukan.

$$\text{Jumlah tiap grup (Ng)} = \frac{\text{Total sak}}{4} = \frac{12121}{4} = 3030 \text{ sak}$$

Volume produk dalam satu grup :

$$\text{V tiap grup (Vg)} = \text{Ng} \times \text{V per sak} = 3030 \times 0{,}2532 = 767{,}17$$

Panjang dan lebar untuk setiap grup :

$$\text{Vg} = \text{P} \times \text{L} \times \text{t} \times \text{Jumlah tumpukan} = 2\text{L} \times \text{L} \times 0{,}866 \times 10 = 17{,}3104 \text{ L}^2$$

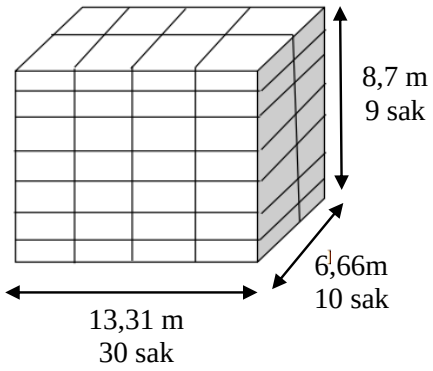
$$\text{L} = 6{,}657 \text{ m}$$

$$\text{P} = 13{,}314 \text{ m}$$

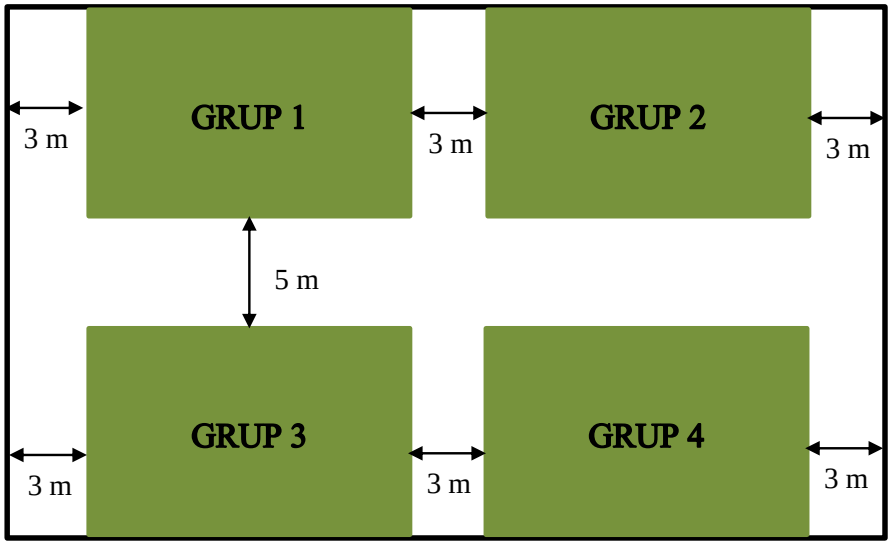
Jumlah sak tiap tumpukan :

$$\text{Nt} = \frac{\text{Luas tiap grup}}{\text{Luas tiap sak}} = \frac{13{,}31}{0{,}45} \times \frac{6{,}66}{0{,}65} = 304 \text{ sak}$$

Skema tumpukan produk tiap grup :



Tata letak gudang :




Panjang gudang keseluruhan :

$P_G$ = 2 x P grup + 9 m
= 2 x 13,314 + 9 m
= 35,629 m

Lebar gudang keseluruhan :

$L_G$ = 2 x L grup + 5 m
= 2 x 6,657 + 5 m
= 18,314 m

**D. Alat Bantu Gudang**

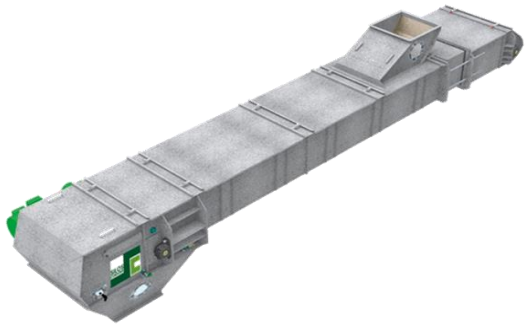
Truck stacker untuk membantu dalam penataan produk.

Spesifikasi :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Kapasitas | = | 2000 | kg |
| Max. lift height | = | 5 | m |
| Load centre distance | = | 0,5 | m |
| Service weight | = | 3700 | kg |
| Overall height | = | 5,8 | m |
| Overall length | = | 2,44 | m |
| Overall width | = | 1,26 | m |
| Speed | = | 0,19 m/0,2 s | |
| Lift motor | = | 8,2 | kW |
| Baterry voltage | = | 48 V/500 Ah | |

**BELT CONVEYOR**
**(BC-01)**

**Fungsi** : Mengangkut Bauksit dari Gudang (G-01) menuju Ball Mill
**Jenis** : Enclosed Troughed belt on $20^o$ Idlers



## 1. Dasar Pemilihan

1. Mampu membawa ukuran material dengan kapasitas besar secara continyu.
2. Membutuhkan tenaga yang relatif kecil dan dapat membawa atau mengangkut material pada jarak panjang.
3. Membawa material dengan cara memikul.
4. Jenis Enclosed dipilih karena bahan baku bauksit berukuran sangat kecil sehingga tidak berterbangan

## 2. Kondisi Operasi

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Suhu | : | 30 | $^oC$ |
| | : | 303 | K |

Laju alir bauksit = 107645,871 kg/jam

Over design factor conveyor diambil dari tabel 1.4 (Wallas, 1999)

**TABLE 1.4. Safety Factors in Equipment Design: Results of a Questionnaire**

| Equipment | Design Variable | Range of Safety Factor (%) |
|---|---|---|
| Compressors, reciprocating | piston displacement | 11–21 |
| Conveyors, screw | diameter | 8–21 |
| Hammer mills | power input | 15–21[a] |
| Filters, plate-and-frame | area | 11–21[a] |
| Filters, rotary | area | 14–20[a] |
| Heat exchangers, shell and tube for liquids | area | 11–18 |
| Pumps, centrifugal | impeller diameter | 7–14 |
| Separators, cyclone | diameter | 7–11 |
| Towers, packed | diameter | 11–18 |
| Towers, tray | diameter | 10–16 |
| Water cooling towers | volume | 12–20 |

[a] Based on pilot plant tests.
[Michelle, Beattie, and Goodgame, *Chem. Eng. Prog.* **50**, 332 (1954)].

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dipilih over design | = | 20% | |
| Kapasitas total belt | = | 129175,046 | kg/jam |
| | = | 129,175 | ton/jam |

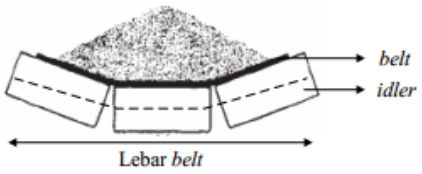
**TABLE 21-7 Belt-Conveyor Data for Troughed Antifriction Idlers***

| Belt width | Cross-sectional area of load | Belt speed, ft/min (m/min) | | Belt plies | | Maximum lump size, in (mm)† | | Belt speed, ft/min (m/min) | Capacity and hp for 100-lb/ft³ material | | | Add for tripper hp‡ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | | Sized material, 80% under | Unsized material, not over 20% | | Capacity tons/h (metric tons/h) | hp/10-ft (3.05-m) lift | hp/100-ft (30.48-m) centers | |
| in (cm) | ft² (m²) | Normal | Maximum | Minimum | Maximum | | | | | | | |
| 14 (35) | 0.11 (.010) | 200 (61) | 300 (91) | 3 | 5 | 2.0 (51) | 3.0 (76) | 100 (30.5) | 32 (29) | 0.34 | 0.44 | |
| | | | | | | | | 200 (61.0) | 64 (58) | 0.68 | 0.68 | 2.0 |
| | | | | | | | | 300 (91.5) | 96 (87) | 1.04 | 1.32 | |
| 16 (40) | 0.14 (.013) | 200 (61) | 300 (91) | 3 | 5 | 2.5 (64) | 4.0 (102) | 100 (30.5) | 44 (40) | 0.46 | 0.56 | |
| | | | | | | | | 200 (61.0) | 88 (80) | 0.90 | 1.12 | 2.5 |
| | | | | | | | | 300 (91.5) | 132 (120) | 1.36 | 1.68 | |
| 18 (45) | 0.18 (.017) | 250 (76) | 350 (107) | 4 | 6 | 3.0 (76) | 5.0 (127) | 100 (30.5) | 54 (49) | 0.58 | 0.70 | |
| | | | | | | | | 250 (76.2) | 134 (122) | 1.42 | 1.76 | 3.0 |
| | | | | | | | | 350 (106.7) | 190 (172) | 2.00 | 2.42 | |
| 20 (50) | 0.22 (.020) | 250 (76) | 350 (107) | 4 | 6 | 3.5 (89) | 6.0 (152) | 100 (30.5) | 66 (60) | 0.70 | 0.84 | |
| | | | | | | | | | | | | 3.20 |
| | | | | | | | | 250 (76.2) | 164 (148) | 1.72 | 2.06 | |
| | | | | | | | | 350 (106.7) | 230 (209) | 2.44 | 2.90 | |
| 24 (60) | 0.33 (.030) | 300 (91) | 400 (122) | 4 | 7 | 4.5 (114) | 8.0 (203) | 100 (30.5) | 98 (89) | 1.02 | 1.02 | |
| | | | | | | | | 300 (91.5) | 294 (267) | 3.06 | 3.04 | 3.5 |
| | | | | | | | | 400 (121.9) | 392 (356) | 4.08 | 4.04 | |
| 30 (75) | 0.53 (.049) | 300 (91) | 450 (137) | 4 | 8 | 7.0 (178) | 12.0 (305) | 100 (30.5) | 158 (143) | 1.60 | 1.50 | |
| | | | | | | | | 300 (91.5) | 474 (430) | 4.80 | 4.50 | 5.0 |
| | | | | | | | | 450 (137.2) | 710 (645) | 7.20 | 6.74 | |
| 36 (90) | 0.78 (.072) | 400 (122) | 600 (183) | 4 | 9 | 8.0 (203) | 15.0 (381) | 100 (30.5) | 230 (209) | 2.44 | 1.59 | |
| | | | | | | | | 400 (121.9) | 920 (835) | 9.74 | 6.36 | 7.0 |
| | | | | | | | | 600 (182.9) | 1380 (1253) | 14.60 | 9.52 | |
| 42 (105) | 1.09 (.101) | 400 (122) | 600 (183) | 4 | 10 | 10.0 (254) | 18.0 (457) | 100 (30.5) | 330 (300) | 3.50 | 2.28 | |
| | | | | | | | | 400 (121.9) | 1320 (1198) | 14.00 | 9.12 | 9.5 |
| | | | | | | | | 600 (182.9) | 1980 (1797) | 23.20 | 13.68 | |
| 48 (120) | 1.46 (.136) | 400 (122) | 600 (183) | 4 | 12 | 12.0 (305) | 21.0 (533) | 100 (30.5) | 440 (399) | 4.66 | 3.04 | |
| | | | | | | | | 400 (121.9) | 1760 (1598) | 18.70 | 12.14 | 12.8 |
| | | | | | | | | 600 (182.9) | 2640 (2397) | 28.00 | 18.20 | |
| 54 (135) | 1.90 (.177) | 450 (137) | 600 (183) | 6 | 14 | 14.0 (356) | 24.0 (610) | 100 (30.5) | 570 (517) | 6.04 | 3.94 | |
| | | | | | | | | 450 (137.2) | 2564 (2328) | 27.20 | 17.70 | 20.0 |
| | | | | | | | | 600 (182.9) | 3420 (3105) | 36.20 | 23.60 | |
| 60 (150) | 2.40 (.223) | 450 (137) | 600 (183) | 6 | 16 | 16.0 (406) | 28.0 (711) | 100 (30.5) | 720 (654) | 7.64 | 4.98 | |
| | | | | | | | | 450 (137.2) | 3240 (2941) | 34.40 | 22.40 | 23 |
| | | | | | | | | 600 (182.9) | 4320 (3921) | 45.80 | 29.90 | |

*Fairfield Engineering Co. data in U.S. customary system. Metric conversion is rounded off. For inclined conveyors, add lift horsepower to center horsepower for total horsepower. For terminals multiply horsepower by the following factors: 0–50 ft (15.2 m), 1.20; 51–100 ft (30.5 m), 1.10; 101–150 ft (45.7 m), 1.05. For countershaft drives, multiply horsepower by 1.05 for each reduction (cut gears).

†Tripper horsepower is based on material bulk density of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³) and a belt speed of 300 ft/min (91.4 m/min).

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Kapasitas standar | = | 190 | ton/jam | = | 190000 | kg/jam |
| Belt width | = | 18 | in | = | 0,4572 | m |
| Cross sectional area | = | 0,18 | $ft^2$ | = | 0,0167 | $m^2$ |
| Belt speed | = | 350 | ft/min | = | 1,7776 | m/s |
| Maximum lump size | = | 3 | in | = | 0,0762 | m |
| Belt plies | = | 4 | | | | |
| Power lift | = | 2,00 | hp/3,05m | | | |
| Power centers | = | 2,42 | hp/30,48m | | | |
| Power add for tripper | = | 3,00 | hp | | | |




Jarak antara belt conveyor dengan ball mill dirancang = 4,1772 m
= 13,705 ft

## 3. Power Belt Conveyor

Power Lift $= \frac{20}{100} \times \frac{2,00 \text{ hp}}{3,05 \text{ m}} \times 4,1772 \text{ m}$
= 0,55 hp

Power centers $= \frac{20}{100} \times \frac{2,42 \text{ hp}}{30,48 \text{ m}} \times 4,1772 \text{ m}$
= 0,07 hp

Power for tripper = 3,00 hp

Power total = 3,61 hp

Dipilih,

Motor standar = 5 hp (Ludwig, hal. 625)

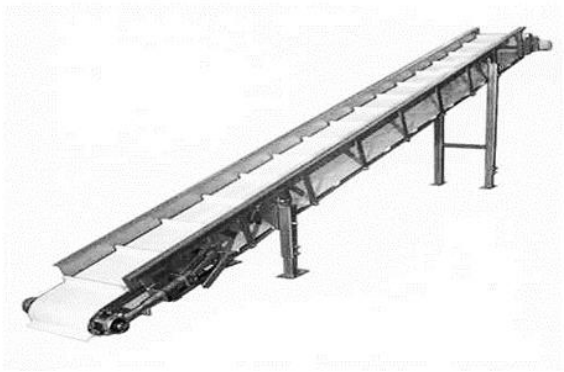
## KESIMPULAN BELT CONVEYOR (BC-01)

**Fungsi** : Mengangkut Bauksit dari Gudang (G-01) menuju Ball Mill
**Jenis** : Enclosed Troughed belt on $20^o$ Idlers

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir bauksit | = | 107645,871 | kg/jam |
| Belt width | = | 0,4572 | m |
| Cross sectional area | = | 0,0167 | $m^2$ |
| Belt speed | = | 1,7776 | m/s |
| Maximum lump size | = | 0,0762 | m |
| Belt plies | = | 4 | |
| Panjang belt | = | 4,1772 | m |
| Horsepower | = | 5,0 | hp |

**BELT CONVEYOR**
**(BC-02)**

**Fungsi** : Mengangkut redmud dari RDVF-01 menuju UPL
**Jenis** : Troughed belt on 20$^o$ Idlers



## 1. Dasar Pemilihan

1. Mampu membawa ukuran material dengan kapasitas besar secara continyu.
2. Membutuhkan tenaga yang relatif kecil dan dapat membawa atau mengangkut material pada jarak panjang.
3. Membawa material dengan cara memikul.

## 2. Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm
Suhu : 60 $^oC$
: 333 K

Laju alir Redmud = 43620,688 kg/jam
Over design factor conveyor diambil dari tabel 1.4 (Wallas, 1999)

**TABLE 1.4. Safety Factors in Equipment Design: Results of a Questionnaire**

| Equipment | Design Variable | Range of Safety Factor (%) |
|---|---|---|
| Compressors, reciprocating | piston displacement | 11–21 |
| Conveyors, screw | diameter | 8–21 |
| Hammer mills | power input | 15–21[a] |
| Filters, plate-and-frame | area | 11–21[a] |
| Filters, rotary | area | 14–20[a] |
| Heat exchangers, shell and tube for liquids | area | 11–18 |
| Pumps, centrifugal | impeller diameter | 7–14 |
| Separators, cyclone | diameter | 7–11 |
| Towers, packed | diameter | 11–18 |
| Towers, tray | diameter | 10–16 |
| Water cooling towers | volume | 12–20 |

[a] Based on pilot plant tests.
[Michelle, Beattie, and Goodgame, *Chem. Eng. Prog.* **50,** 332 (1954)].

Dipilih over design = 20%
Kapasitas total belt = 52344,825 kg/jam
= 52,345 ton/jam

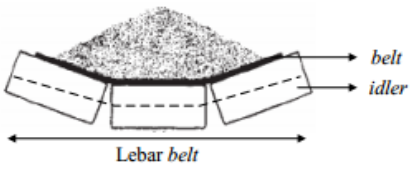
**TABLE 21-7 Belt-Conveyor Data for Troughed Antifriction Idlers***

| Belt width | | Cross-sectional area of load | | Belt speed, ft/min (m/min) | | Belt plies | | Maximum lump size, in (mm)† | | Belt speed, ft/min (m/min) | Capacity and hp for 100-lb/ft³ material | | | Add for tripper hp‡ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | | | | Sized material, 80% under | Unsized material, not over 20% | | Capacity tons/h (metric tons/h) | hp/10-ft (3.05-m) lift | hp/100-ft (30.48-m) centers | |
| in | (cm) | ft² | (m²) | Normal | Maximum | Minimum | Maximum | | | | | | | |
| 14 | (35) | 0.11 | (.010) | 200 (61) | 300 (91) | 3 | 5 | 2.0 (51) | 3.0 (76) | 100 (30.5) | 32 (29) | 0.34 | 0.44 | |
| | | | | | | | | | | 200 (61.0) | 64 (58) | 0.68 | 0.68 | 2.0 |
| | | | | | | | | | | 300 (91.5) | 96 (87) | 1.04 | 1.32 | |
| 16 | (40) | 0.14 | (.013) | 200 (61) | 300 (91) | 3 | 5 | 2.5 (64) | 4.0 (102) | 100 (30.5) | 44 (40) | 0.46 | 0.56 | |
| | | | | | | | | | | 200 (61.0) | 88 (80) | 0.90 | 1.12 | 2.5 |
| | | | | | | | | | | 300 (91.5) | 132 (120) | 1.36 | 1.68 | |
| 18 | (45) | 0.18 | (.017) | 250 (76) | 350 (107) | 4 | 6 | 3.0 (76) | 5.0 (127) | 100 (30.5) | 54 (49) | 0.58 | 0.70 | |
| | | | | | | | | | | 250 (76.2) | 134 (122) | 1.42 | 1.76 | 3.0 |
| | | | | | | | | | | 350 (106.7) | 190 (172) | 2.00 | 2.42 | |
| 20 | (50) | 0.22 | (.020) | 250 (76) | 350 (107) | 4 | 6 | 3.5 (89) | 6.0 (152) | 100 (30.5) | 66 (60) | 0.70 | 0.84 | |
| | | | | | | | | | | | | | | 3.20 |
| | | | | | | | | | | 250 (76.2) | 164 (148) | 1.72 | 2.06 | |
| | | | | | | | | | | 350 (106.7) | 230 (209) | 2.44 | 2.90 | |
| 24 | (60) | 0.33 | (.030) | 300 (91) | 400 (122) | 4 | 7 | 4.5 (114) | 8.0 (203) | 100 (30.5) | 98 (89) | 1.02 | 1.02 | |
| | | | | | | | | | | 300 (91.5) | 294 (267) | 3.06 | 3.04 | 3.5 |
| | | | | | | | | | | 400 (121.9) | 392 (356) | 4.08 | 4.04 | |
| 30 | (75) | 0.53 | (.049) | 300 (91) | 450 (137) | 4 | 8 | 7.0 (178) | 12.0 (305) | 100 (30.5) | 158 (143) | 1.60 | 1.50 | |
| | | | | | | | | | | 300 (91.5) | 474 (430) | 4.80 | 4.50 | 5.0 |
| | | | | | | | | | | 450 (137.2) | 710 (645) | 7.20 | 6.74 | |
| 36 | (90) | 0.78 | (.072) | 400 (122) | 600 (183) | 4 | 9 | 8.0 (203) | 15.0 (381) | 100 (30.5) | 230 (209) | 2.44 | 1.59 | |
| | | | | | | | | | | 400 (121.9) | 920 (835) | 9.74 | 6.36 | 7.0 |
| | | | | | | | | | | 600 (182.9) | 1380 (1253) | 14.60 | 9.52 | |
| 42 | (105) | 1.09 | (.101) | 400 (122) | 600 (183) | 4 | 10 | 10.0 (254) | 18.0 (457) | 100 (30.5) | 330 (300) | 3.50 | 2.28 | |
| | | | | | | | | | | 400 (121.9) | 1320 (1198) | 14.00 | 9.12 | 9.5 |
| | | | | | | | | | | 600 (182.9) | 1980 (1797) | 23.20 | 13.68 | |
| 48 | (120) | 1.46 | (.136) | 400 (122) | 600 (183) | 4 | 12 | 12.0 (305) | 21.0 (533) | 100 (30.5) | 440 (399) | 4.66 | 3.04 | |
| | | | | | | | | | | 400 (121.9) | 1760 (1598) | 18.70 | 12.14 | 12.8 |
| | | | | | | | | | | 600 (182.9) | 2640 (2397) | 28.00 | 18.20 | |
| 54 | (135) | 1.90 | (.177) | 450 (137) | 600 (183) | 6 | 14 | 14.0 (356) | 24.0 (610) | 100 (30.5) | 570 (517) | 6.04 | 3.94 | |
| | | | | | | | | | | 450 (137.2) | 2564 (2328) | 27.20 | 17.70 | 20.0 |
| | | | | | | | | | | 600 (182.9) | 3420 (3105) | 36.20 | 23.60 | |
| 60 | (150) | 2.40 | (.223) | 450 (137) | 600 (183) | 6 | 16 | 16.0 (406) | 28.0 (711) | 100 (30.5) | 720 (654) | 7.64 | 4.98 | |
| | | | | | | | | | | 450 (137.2) | 3240 (2941) | 34.40 | 22.40 | 23 |
| | | | | | | | | | | 600 (182.9) | 4320 (3921) | 45.80 | 29.90 | |

*Fairfield Engineering Co. data in U.S. customary system. Metric conversion is rounded off. For inclined conveyors, add lift horsepower to center horsepower for total horsepower. For terminals multiply horsepower by the following factors: 0–50 ft (15.2 m), 1.20; 51–100 ft (30.5 m), 1.10; 101–150 ft (45.7 m), 1.05. For countershaft drives, multiply horsepower by 1.05 for each reduction (cut gears).

†Tripper horsepower is based on material bulk density of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³) and a belt speed of 300 ft/min (91.4 m/min).

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Kapasitas standar | = | 64 | ton/jam | = | 64000 | kg/jam |
| Belt width | = | 14 | in | = | 0,3556 | m |
| Cross sectional area | = | 0,11 | $ft^2$ | = | 0,0102 | $m^2$ |
| Belt speed | = | 300 | ft/min | = | 1,5236 | m/s |
| Maximum lump size | = | 2 | in | = | 0,0508 | m |
| Belt plies | = | 3 | | | | |
| Power lift | = | 0,64 | hp/3,05m | | | |
| Power centers | = | 0,88 | hp/30,48m | | | |
| Power add for tripper | = | 2,00 | hp | | | |




Jarak antara belt conveyor dengan ball mill dirancang = 51,465 m
= 168,848 ft

## 3. Power Belt Conveyor

Power Lift $= \frac{20}{100} \times \frac{0,64 \text{ hp}}{3,05 \text{ m}} \times 51,465 \text{ m}$

$= 2,16$ hp

Power centers $= \frac{20}{100} \times \frac{0,88 \text{ hp}}{30,48 \text{ m}} \times 51,465 \text{ m}$

$= 0,30$ hp

Power for tripper = 2,00 hp

Power total = 4,46 hp

Dipilih,

Motor standar = 5 hp (Ludwig, hal. 625)

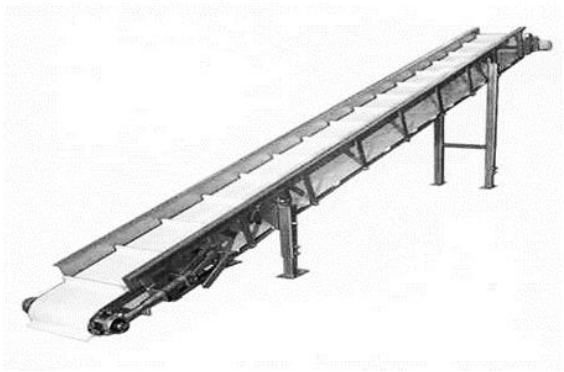
## KESIMPULAN BELT CONVEYOR (BC-02)

**Fungsi** : Mengangkut redmud dari RDVF-01 menuju UPL
**Jenis** : Troughed belt on $20^o$ Idlers

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir bauksit | = | 43620,688 | kg/jam |
| Belt width | = | 0,3556 | m |
| Cross sectional area | = | 0,0102 | $m^2$ |
| Belt speed | = | 1,5236 | m/s |
| Maximum lump size | = | 0,0508 | m |
| Belt plies | = | 3 | |
| Panjang belt | = | 51,465 | m |
| Horsepower | = | 5,0 | hp |

**BELT CONVEYOR**
**(BC-03)**

**Fungsi** : Mengangkut Produk Alumina dari Silo (SL-01) menuju Gudang
**Jenis** : Troughed belt on $20^o$ Idlers



## 1. Dasar Pemilihan

1. Mampu membawa ukuran material dengan kapasitas besar secara continyu.
2. Membutuhkan tenaga yang relatif kecil dan dapat membawa atau mengangkut material pada jarak panjang.
3. Membawa material dengan cara memikul.

## 2. Kondisi Operasi

Tekanan : 1 atm
Suhu : 60 $^oC$
: 333 K

Laju alir Redmud = 50505,051 kg/jam
Over design factor conveyor diambil dari tabel 1.4 (Wallas, 1999)

**TABLE 1.4. Safety Factors in Equipment Design: Results of a Questionnaire**

| Equipment | Design Variable | Range of Safety Factor (%) |
|---|---|---|
| Compressors, reciprocating | piston displacement | 11–21 |
| Conveyors, screw | diameter | 8–21 |
| Hammer mills | power input | 15–21[a] |
| Filters, plate-and-frame | area | 11–21[a] |
| Filters, rotary | area | 14–20[a] |
| Heat exchangers, shell and tube for liquids | area | 11–18 |
| Pumps, centrifugal | impeller diameter | 7–14 |
| Separators, cyclone | diameter | 7–11 |
| Towers, packed | diameter | 11–18 |
| Towers, tray | diameter | 10–16 |
| Water cooling towers | volume | 12–20 |

[a] Based on pilot plant tests.
[Michelle, Beattie, and Goodgame, *Chem. Eng. Prog.* **50**, 332 (1954)].

Dipilih over design = 20%
Kapasitas total belt = 60606,061 kg/jam
= 60,606 ton/jam
Dimensi sak = 90 x 90 cm

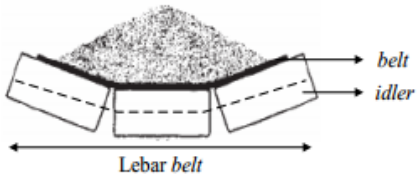
**TABLE 21-7 Belt-Conveyor Data for Troughed Antifriction Idlers***

| Belt width | Cross-sectional area of load | Belt speed, ft/min (m/min) | | Belt plies | | Maximum lump size, in (mm)† | | Belt speed, ft/min (m/min) | Capacity and hp for 100-lb/ft³ material | | | Add for tripper hp‡ |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | | | | | Capacity tons/h (metric tons/h) | hp/10-ft (3.05-m) lift | hp/100-ft (30.48-m) centers | |
| in (cm) | ft² (m²) | Normal | Maximum | Minimum | Maximum | Sized material, 80% under | Unsized material, not over 20% | | | | | |
| 14 (35) | 0.11 (.010) | 200 (61) | 300 (91) | 3 | 5 | 2.0 (51) | 3.0 (76) | 100 (30.5) | 32 (29) | 0.34 | 0.44 | |
| | | | | | | | | 200 (61.0) | 64 (58) | 0.68 | 0.68 | 2.0 |
| | | | | | | | | 300 (91.5) | 96 (87) | 1.04 | 1.32 | |
| 16 (40) | 0.14 (.013) | 200 (61) | 300 (91) | 3 | 5 | 2.5 (64) | 4.0 (102) | 100 (30.5) | 44 (40) | 0.46 | 0.56 | |
| | | | | | | | | 200 (61.0) | 88 (80) | 0.90 | 1.12 | 2.5 |
| | | | | | | | | 300 (91.5) | 132 (120) | 1.36 | 1.68 | |
| 18 (45) | 0.18 (.017) | 250 (76) | 350 (107) | 4 | 6 | 3.0 (76) | 5.0 (127) | 100 (30.5) | 54 (49) | 0.58 | 0.70 | |
| | | | | | | | | 250 (76.2) | 134 (122) | 1.42 | 1.76 | 3.0 |
| | | | | | | | | 350 (106.7) | 190 (172) | 2.00 | 2.42 | |
| 20 (50) | 0.22 (.020) | 250 (76) | 350 (107) | 4 | 6 | 3.5 (89) | 6.0 (152) | 100 (30.5) | 66 (60) | 0.70 | 0.84 | |
| | | | | | | | | | | | | 3.20 |
| | | | | | | | | 250 (76.2) | 164 (148) | 1.72 | 2.06 | |
| | | | | | | | | 350 (106.7) | 230 (209) | 2.44 | 2.90 | |
| 24 (60) | 0.33 (.030) | 300 (91) | 400 (122) | 4 | 7 | 4.5 (114) | 8.0 (203) | 100 (30.5) | 98 (89) | 1.02 | 1.02 | |
| | | | | | | | | 300 (91.5) | 294 (267) | 3.06 | 3.04 | 3.5 |
| | | | | | | | | 400 (121.9) | 392 (356) | 4.08 | 4.04 | |
| 30 (75) | 0.53 (.049) | 300 (91) | 450 (137) | 4 | 8 | 7.0 (178) | 12.0 (305) | 100 (30.5) | 158 (143) | 1.60 | 1.50 | |
| | | | | | | | | 300 (91.5) | 474 (430) | 4.50 | 4.50 | 5.0 |
| | | | | | | | | 450 (137.2) | 710 (645) | 7.20 | 6.74 | |
| 36 (90) | 0.78 (.072) | 400 (122) | 600 (183) | 4 | 9 | 8.0 (203) | 15.0 (381) | 100 (30.5) | 230 (209) | 2.44 | 1.59 | |
| | | | | | | | | 400 (121.9) | 920 (835) | 9.74 | 6.36 | 7.0 |
| | | | | | | | | 600 (182.9) | 1380 (1253) | 14.60 | 9.52 | |
| 42 (105) | 1.09 (.101) | 400 (122) | 600 (183) | 4 | 10 | 10.0 (254) | 18.0 (457) | 100 (30.5) | 330 (300) | 3.50 | 2.28 | |
| | | | | | | | | 400 (121.9) | 1320 (1198) | 14.00 | 9.12 | 9.5 |
| | | | | | | | | 600 (182.9) | 1980 (1797) | 23.20 | 13.68 | |
| 48 (120) | 1.46 (.136) | 400 (122) | 600 (183) | 4 | 12 | 12.0 (305) | 21.0 (533) | 100 (30.5) | 440 (399) | 4.66 | 3.04 | |
| | | | | | | | | 400 (121.9) | 1760 (1598) | 18.70 | 12.14 | 12.8 |
| | | | | | | | | 600 (182.9) | 2640 (2397) | 28.00 | 18.20 | |
| 54 (135) | 1.90 (.177) | 450 (137) | 600 (183) | 6 | 14 | 14.0 (356) | 24.0 (610) | 100 (30.5) | 570 (517) | 6.04 | 3.94 | |
| | | | | | | | | 450 (137.2) | 2564 (2328) | 27.20 | 17.70 | 20.0 |
| | | | | | | | | 600 (182.9) | 3420 (3105) | 36.20 | 23.60 | |
| 60 (150) | 2.40 (.223) | 450 (137) | 600 (183) | 6 | 16 | 16.0 (406) | 28.0 (711) | 100 (30.5) | 720 (654) | 7.64 | 4.98 | |
| | | | | | | | | 450 (137.2) | 3240 (2941) | 34.40 | 22.40 | 23 |
| | | | | | | | | 600 (182.9) | 4320 (3921) | 45.80 | 29.90 | |

*Fairfield Engineering Co. data in U.S. customary system. Metric conversion is rounded off. For inclined conveyors, add lift horsepower to center horsepower for total horsepower. For terminals multiply horsepower by the following factors: 0–50 ft (15.2 m), 1.20; 51–100 ft (30.5 m), 1.10; 101–150 ft (45.7 m), 1.05. For countershaft drives, multiply horsepower by 1.05 for each reduction (cut gears).

†Tripper horsepower is based on material bulk density of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³) and a belt speed of 300 ft/min (91.4 m/min).

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Kapasitas standar | = | 64 | ton/jam | = | 64000 | kg/jam |
| Belt width | = | 14 | in | = | 0,3556 | m |
| Cross sectional area | = | 0,11 | $ft^2$ | = | 0,0102 | $m^2$ |
| Belt speed | = | 300 | ft/min | = | 1,5236 | m/s |
| Maximum lump size | = | 2 | in | = | 0,0508 | m |
| Belt plies | = | 3 | | | | |
| Power lift | = | 0,68 | hp/3,05m | | | |
| Power centers | = | 0,88 | hp/30,48m | | | |
| Power add for tripper | = | 2,00 | hp | | | |




Jarak antara belt conveyor dengan ball mill dirancang = 3,0909 m
= 10,141 ft

**3. Power Belt Conveyor**

Power Lift $= \frac{20}{100} \times \frac{0,68 \text{ hp}}{3,05 \text{ m}} \times 3,0909 \text{ m}$
= 0,14 hp

Power centers $= \frac{20}{100} \times \frac{0,88 \text{ hp}}{30,48 \text{ m}} \times 3,0909 \text{ m}$
= 0,02 hp

| | | | |
|---|---|---|---|
| Power for tripper | = | 2,00 | hp |
| Power total | = | 2,16 | hp |
| Dipilih, | | | |
| Motor standar | = | 3 | hp (Ludwig, hal. 625) |

## KESIMPULAN BELT CONVEYOR (BC-03)

**Fungsi** : Mengangkut Produk Alumina dari Silo (SL-01) menuju Gudang
**Jenis** : Troughed belt on $20^o$ Idlers

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir bauksit | = | 50505,051 | kg/jam |
| Belt width | = | 0,3556 | m |
| Cross sectional area | = | 0,0102 | $m^2$ |
| Belt speed | = | 1,5236 | m/s |
| Maximum lump size | = | 0,0508 | m |
| Belt plies | = | 3 | |
| Panjang belt | = | 3,0909 | m |
| Horsepower | = | 3,0 | hp |

**SCREW CONVEYOR**
**(SC-01)**

**Fungsi** : Mengangkut bahan baku NaOH dari G-01 menuju BE-01
**Jenis** : Horizontal Screw Conveyor



**1. Menghitung kapasitas screw conveyor**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju Alir NaOH | = | 875,785 | kg/jam |
| Densitas NaOH | = | 1,100 | kg/L |
| | = | 1100 | $kg/m^3$ |

$$Fv = \frac{\text{Massa (kg/jam)}}{\rho \text{ mix (kg/l)}} = \frac{875{,}785 \text{ kg/jam}}{1{,}100 \text{ kg/l}}$$

| | | |
|---|---|---|
| = | 796,029 | l/jam |
| = | 0,796 | $m^3$/jam |
| = | 28,111 | $ft^3$/jam |

Over design factor conveyor diambil dari tabel 1.4 (Wallas, 1999)

**TABLE 1.4. Safety Factors in Equipment Design: Results of a Questionnaire**

| Equipment | Design Variable | Range of Safety Factor (%) |
|---|---|---|
| Compressors, reciprocating | piston displacement | 11–21 |
| Conveyors, screw | diameter | 8–21 |
| Hammer mills | power input | 15–21[a] |
| Filters, plate-and-frame | area | 11–21[a] |
| Filters, rotary | area | 14–20[a] |
| Heat exchangers, shell and tube for liquids | area | 11–18 |
| Pumps, centrifugal | impeller diameter | 7–14 |
| Separators, cyclone | diameter | 7–11 |
| Towers, packed | diameter | 11–18 |
| Towers, tray | diameter | 10–16 |
| Water cooling towers | volume | 12–20 |

[a] Based on pilot plant tests.
[Michelle, Beattie, and Goodgame, *Chem. Eng. Prog.* **50**, 332 (1954)].

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dipilih over design | = | 20% | |
| Kapasitas volume | = | 33,734 | $ft^3$/jam |

**2. Dimensi Screw Conveyor**

Berdasarkan kapasitas tersebut dapat diketahui spesifikasi screw conveyor dari tabel 13, Brown handbook halaman 53.

**TABLE 13. APPROXIMATE MAXIMUM CAPACITIES OF HORIZONTAL SPIRAL OR SCREW CONVEYORS[2]**

| Diameter of Screw, in. | Light Nonabrasive Material, e.g., Grain | | Heavy Nonabrasive Material, e.g., Coal | | Heavy Abrasive Material, e.g., Ash | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | Capacity, cu ft/hr | Maximum Rpm | Capacity, cu ft/hr | Maximum Rpm | Capacity, cu ft/hr | Maximum Rpm |
| 3 | 74 | 250 | 37 | 125 | .... | .. |
| 4 | 171 | 220 | 86 | 110 | 46 | 90 |
| 5 | 304 | 210 | 150 | 105 | 85 | 85 |
| 6 | 500 | 200 | 255 | 100 | 135 | 80 |
| 7 | 820 | 190 | 410 | 95 | 200 | 75 |
| 8 | 1180 | 180 | 590 | 90 | 300 | 75 |
| 9 | 1600 | 175 | 780 | 85 | 400 | 70 |
| 10 | 2050 | 160 | 1030 | 80 | 516 | 65 |
| 12 | 3300 | 150 | 1660 | 75 | 820 | 60 |
| 14 | 4000 | 140 | 2000 | 70 | 1200 | 55 |
| 16 | 7000 | 130 | 3400 | 65 | 1630 | 50 |
| 18 | 9000 | 120 | 4500 | 60 | 2100 | 45 |
| 20 | 12000 | 115 | 5800 | 55 | 2860 | 46 |

Kapasitas standar = 74 $ft^3$/jam = 2,095 $m^3$/jam

Diameter screw = 3 in = 0,0762 m

Putaran max = 250 rpm

***Mechanical Conveyors***

Mechanical conveyors may move materials by a scraping action or by a carrying action. Another type of conveyor, the pneumatic, is described under the handling of fluids.

**Scrapers.** *Screw* or *helical flight conveyors* (Fig. 50) consist of a steel shaft having a spiral or helical fin fastened to the shaft and rotating in a trough without touching the trough, so that the helical fin pushes the material along the trough. The shaft is driven by a motor through gears or a chain. The conveyors are made in sections from 8 to 12 ft in length that may be joined together to obtain the desired length. The torsional stress developed in the shaft usually limits a single drive to about 100 ft. Diameters vary from 3 to 24 in.

Panjang standar = 12 ft

**Kebutuhan screw conveyor**

Jarak antara screw conveyor dengan bucket elevator dirancang = 5,7035 m

= 18,712 ft

$$\text{Kebutuhan screw conveyor} = \frac{\text{Panjang Rancangan}}{\text{Panjang Standar}}$$

$$= \frac{18{,}712 \text{ ft}}{12 \text{ ft}}$$

= 2 buah

Maka dibutuhkan screw conveyor dengan panjang standar 12 ft sebanyak 2 buah yang disambung menjadi satu.

**3. Design Screw Conveyor**

A. Menghitung luas penampang screw

$$Ao = \frac{\pi \times D^2}{4}$$

$$Ao = \frac{28{,}260}{4}$$

$= 7{,}0650 \text{ in}^2$

$= 0{,}0491 \text{ ft}^2$

$= 0{,}0046 \text{ m}^2$

B. Menghitung volume screw

Volume screw = Ao x L

= 0,0491 x 18,712

$= 0{,}918 \text{ ft}^3$

$= 0{,}026 \text{ m}^3$

C. Menghitung waktu tinggal

$$\text{Waktu tinggal} = \frac{\text{Volume screw conveyor}}{\text{Kecepatan volume}}$$

$$= \frac{0{,}918 \text{ ft}^3}{28{,}111 \text{ ft}^3/\text{jam}}$$

$= 0{,}033$ jam

$= 1{,}960$ menit

**4. Menghitung Daya Penggerak Screw Conveyor**

$$\text{Daya} = \frac{(\text{Koefisien})(\text{Capacity}, \frac{\text{lb}}{\text{min}})(\text{panjang, ft})}{33.000}$$

Data-data yang diperlukan:

Koefisien = 1,3 (Koefisien for grain bauksit, Brown hal. 53)

Capacity = 875,785 kg/jam = 32,179 lb/min

Panjang = 18,712 ft

Sehingga,

$$\text{Daya} = \frac{782{,}786}{33000}$$

$= 0{,}024$ hp

Jika efisiensi motor 80%, maka:

$$P = \frac{0{,}0}{0{,}8} \text{ hp}$$

$= 0{,}028$ hp

Maka, daya motor standar yang dipilih berdasarkan Ludwig, hal.625 dipilih:

P = 0,5 hp

## KESIMPULAN SCREW CONVEYOR (SC-01)

**Fungsi** : Mengangkut bahan baku NaOH dari G-01 menuju BE-01
**Jenis** : Horizontal Screw Conveyor

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir bauksit | = | 875,785 | kg/jam |
| Kecepatan volume | = | 0,796 | $m^3$/jam |
| Diameter screw | = | 0,0762 | m |
| Panjang total | = | 5,704 | m |
| Panjang standar | = | 3,658 | m |
| Jumlah | = | 2 | buah |
| Putaran | = | 250 | rpm |
| Waktu tinggal | = | 0,0327 | jam |
| Daya motor | = | 0,5 | hp |

**SCREW CONVEYOR**
**(SC-02)**

**Fungsi** : Mengangkut bauksit dari screening menuju BE-02
**Jenis** : Horizontal Screw Conveyor



**1. Menghitung kapasitas screw conveyor**

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (Kg/L) | xi.ρ | Fv (L/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 79657,945 | 510,628 | 0,7 | 3,990 | 2,953 | 19964,3972 |
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 100,918 | 0,2 | 5,120 | 0,768 | 3153,68764 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 40,367 | 0,0 | 4,260 | 0,128 | 758,069516 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,670 | 143,528 | 0,1 | 3,189 | 0,255 | 2700,21022 |
| **Total** | | **107645,871** | **795,441** | **1,0** | **16,559** | **4,104** | **26576,3646** |

$$Fv = \frac{\text{Massa (kg/jam)}}{\rho \text{ mix (kg/l)}} = \frac{107645{,}871 \text{ kg/jam}}{4{,}104 \text{ kg/l}}$$

$$= 26232{,}437 \text{ l/jam}$$

$$= 26{,}232 \text{ } m^3/\text{jam}$$

$$= 926{,}385 \text{ } ft^3/\text{jam}$$

Over design factor conveyor diambil dari tabel 1.4 (Wallas, 1999)

**TABLE 1.4. Safety Factors in Equipment Design: Results of a Questionnaire**

| Equipment | Design Variable | Range of Safety Factor (%) |
|---|---|---|
| Compressors, reciprocating | piston displacement | 11–21 |
| Conveyors, screw | diameter | 8–21 |
| Hammer mills | power input | 15–21[a] |
| Filters, plate-and-frame | area | 11–21[a] |
| Filters, rotary | area | 14–20[a] |
| Heat exchangers, shell and tube for liquids | area | 11–18 |
| Pumps, centrifugal | impeller diameter | 7–14 |
| Separators, cyclone | diameter | 7–11 |
| Towers, packed | diameter | 11–18 |
| Towers, tray | diameter | 10–16 |
| Water cooling towers | volume | 12–20 |

[a] Based on pilot plant tests.
[Michelle, Beattie, and Goodgame, *Chem. Eng. Prog.* **50,** 332 (1954)].

Dipilih over design = 20%
Kapasitas volume = 1111,662 $ft^3$/jam

**2. Dimensi Screw Conveyor**

Berdasarkan kapasitas tersebut dapat diketahui spesifikasi screw conveyor dari tabel 13, Brown handbook halaman 53.

**TABLE 13. APPROXIMATE MAXIMUM CAPACITIES OF HORIZONTAL SPIRAL OR SCREW CONVEYORS[2]**

| Diameter of Screw, in. | Light Nonabrasive Material, e.g., Grain | | Heavy Nonabrasive Material, e.g., Coal | | Heavy Abrasive Material, e.g., Ash | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | Capacity, cu ft/hr | Maximum Rpm | Capacity, cu ft/hr | Maximum Rpm | Capacity, cu ft/hr | Maximum Rpm |
| 3 | 74 | 250 | 37 | 125 | .... | .. |
| 4 | 171 | 220 | 86 | 110 | 46 | 90 |
| 5 | 304 | 210 | 150 | 105 | 85 | 85 |
| 6 | 500 | 200 | 255 | 100 | 135 | 80 |
| 7 | 820 | 190 | 410 | 95 | 200 | 75 |
| 8 | 1180 | 180 | 590 | 90 | 300 | 75 |
| 9 | 1600 | 175 | 780 | 85 | 400 | 70 |
| 10 | 2050 | 160 | 1030 | 80 | 516 | 65 |
| 12 | 3300 | 150 | 1660 | 75 | 820 | 60 |
| 14 | 4000 | 140 | 2000 | 70 | 1200 | 55 |
| 16 | 7000 | 130 | 3400 | 65 | 1630 | 50 |
| 18 | 9000 | 120 | 4500 | 60 | 2100 | 45 |
| 20 | 12000 | 115 | 5800 | 55 | 2860 | 46 |

Kapasitas standar = 1600 $ft^3$/jam = 45,307 $m^3$/jam

Diameter screw = 9 in = 0,2286 m

Putaran max = 175 rpm

***Mechanical Conveyors***

Mechanical conveyors may move materials by a scraping action or by a carrying action. Another type of conveyor, the pneumatic, is described under the handling of fluids.

**Scrapers.** *Screw* or *helical flight conveyors* (Fig. 50) consist of a steel shaft having a spiral or helical fin fastened to the shaft and rotating in a trough without touching the trough, so that the helical fin pushes the material along the trough. The shaft is driven by a motor through gears or a chain. The conveyors are made in sections from 8 to 12 ft in length that may be joined together to obtain the desired length. The torsional stress developed in the shaft usually limits a single drive to about 100 ft. Diameters vary from 3 to 24 in.

Panjang standar = 10 ft

**Kebutuhan screw conveyor**

Jarak antara screw conveyor dengan bucket elevator dirancang = 8,5975 m

= 28,207 ft

$$\text{Kebutuhan screw conveyor} = \frac{\text{Panjang Rancangan}}{\text{Panjang Standar}}$$

$$= \frac{28{,}207 \text{ ft}}{10 \text{ ft}}$$

= 3 buah

Maka dibutuhkan screw conveyor dengan panjang standar 10 ft sebanyak 4 buah yang disambung menjadi satu.

**3. Design Screw Conveyor**

A. Menghitung luas penampang screw

$$Ao = \frac{\pi \times D^2}{4}$$

$$Ao = \frac{254{,}340}{4}$$

$= 63{,}5850 \ in^2$

$= 0{,}4416 \ ft^2$

$= 0{,}0410 \ m^2$

B. Menghitung volume screw

Volume screw = Ao x L

= 0,4416 x 28,207

= 12,455 $ft^3$

= 0,353 $m^3$

C. Menghitung waktu tinggal

$$\text{Waktu tinggal} = \frac{\text{Volume screw conveyor}}{\text{Kecepatan volume}}$$

$$= \frac{12{,}455 \ ft^3}{926{,}385 \ ft^3/jam}$$

= 0,013 jam

= 0,807 menit

**4. Menghitung Daya Penggerak Screw Conveyor**

$$\text{Daya} = \frac{(\text{Koefisien})(\text{Capacity}, \frac{\text{lb}}{\text{min}})(\text{panjang, ft})}{33.000}$$

Data-data yang diperlukan:

Koefisien = 1,3 (Koefisien for grain bauksit, Brown hal. 53)

Capacity = 107645,871 kg/jam = 3955,242 lb/min

Panjang = 28,207 ft

Sehingga,

$$\text{Daya} = \frac{145035{,}279}{33000}$$

= 4,395 hp

Jika efisiensi motor 80%, maka:

$$P = \frac{4{,}4 \ hp}{0{,}8}$$

$= 5{,}426 \ hp$

Maka, daya motor standar yang dipilih berdasarkan Ludwig, hal.625 dipilih:

P = 7,5 hp

## KESIMPULAN SCREW CONVEYOR (SC-02)

**Fungsi** : Mengangkut bauksit dari screening menuju BE-01
**Jenis** : Horizontal Screw Conveyor

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir bauksit | = | 107645,871 | kg/jam |
| Kecepatan volume | = | 26,232 | $m^3$/jam |
| Diameter screw | = | 0,2286 | m |
| Panjang total | = | 8,598 | m |
| Panjang standar | = | 3,048 | m |
| Jumlah | = | 3 | buah |
| Putaran | = | 175 | rpm |
| Waktu tinggal | = | 0,0134 | jam |
| Daya motor | = | 7,5 | hp |

**SCREW CONVEYOR**
**(SC-03)**

**Fungsi** : Mengangkut cake output dari RDVF-02 menuju BE-03
**Jenis** : Horizontal Screw Conveyor



**1. Menghitung kapasitas screw conveyor**

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (Kg/L) | xi.ρ | Fv (L/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77202,147 | 494,886 | 0,98 | 3,990 | 3,910 | 19348,9091 |
| $H_2O$ | 18 | 1575,554 | 87,531 | 0,02 | 0,994 | 0,020 | 1585,26993 |
| **Total** | | **78777,701** | **582,416** | **1,0** | **4,984** | **3,930** | **20934,1791** |

$$Fv = \frac{\text{Massa (kg/jam)}}{\rho \text{ mix (kg/l)}} = \frac{78777,701 \text{ kg/jam}}{3,930 \text{ kg/l}}$$
$$= 20044,822 \text{ l/jam}$$
$$= 20,045 \text{ } m^3\text{/jam}$$
$$= 707,872 \text{ } ft^3\text{/jam}$$

Over design factor conveyor diambil dari tabel 1.4 (Wallas, 1999)

**TABLE 1.4. Safety Factors in Equipment Design: Results of a Questionnaire**

| Equipment | Design Variable | Range of Safety Factor (%) |
|---|---|---|
| Compressors, reciprocating | piston displacement | 11–21 |
| Conveyors, screw | diameter | 8–21 |
| Hammer mills | power input | 15–21[a] |
| Filters, plate-and-frame | area | 11–21[a] |
| Filters, rotary | area | 14–20[a] |
| Heat exchangers, shell and tube for liquids | area | 11–18 |
| Pumps, centrifugal | impeller diameter | 7–14 |
| Separators, cyclone | diameter | 7–11 |
| Towers, packed | diameter | 11–18 |
| Towers, tray | diameter | 10–16 |
| Water cooling towers | volume | 12–20 |

[a] Based on pilot plant tests.
[Michelle, Beattie, and Goodgame, *Chem. Eng. Prog.* **50,** 332 (1954)].

Dipilih over design = 20%
Kapasitas volume = 849,447 $ft^3$/jam

**2. Dimensi Screw Conveyor**

Berdasarkan kapasitas tersebut dapat diketahui spesifikasi screw conveyor dari tabel 13, Brown handbook halaman 53.

**TABLE 13. APPROXIMATE MAXIMUM CAPACITIES OF HORIZONTAL SPIRAL OR SCREW CONVEYORS[2]**

| Diameter of Screw, in. | Light Nonabrasive Material, e.g., Grain | | Heavy Nonabrasive Material, e.g., Coal | | Heavy Abrasive Material, e.g., Ash | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | Capacity, cu ft/hr | Maximum Rpm | Capacity, cu ft/hr | Maximum Rpm | Capacity, cu ft/hr | Maximum Rpm |
| 3 | 74 | 250 | 37 | 125 | .... | .. |
| 4 | 171 | 220 | 86 | 110 | 46 | 90 |
| 5 | 304 | 210 | 150 | 105 | 85 | 85 |
| 6 | 500 | 200 | 255 | 100 | 135 | 80 |
| 7 | 820 | 190 | 410 | 95 | 200 | 75 |
| 8 | 1180 | 180 | 590 | 90 | 300 | 75 |
| 9 | 1600 | 175 | 780 | 85 | 400 | 70 |
| 10 | 2050 | 160 | 1030 | 80 | 516 | 65 |
| 12 | 3300 | 150 | 1660 | 75 | 820 | 60 |
| 14 | 4000 | 140 | 2000 | 70 | 1200 | 55 |
| 16 | 7000 | 130 | 3400 | 65 | 1630 | 50 |
| 18 | 9000 | 120 | 4500 | 60 | 2100 | 45 |
| 20 | 12000 | 115 | 5800 | 55 | 2860 | 46 |

Kapasitas standar = 1180 $ft^3$/jam = 33,414 $m^3$/jam

Diameter screw = 8 in = 0,2032 m

Putaran max = 180 rpm

***Mechanical Conveyors***

Mechanical conveyors may move materials by a scraping action or by a carrying action. Another type of conveyor, the pneumatic, is described under the handling of fluids.

**Scrapers.** *Screw* or *helical flight conveyors* (Fig. 50) consist of a steel shaft having a spiral or helical fin fastened to the shaft and rotating in a trough without touching the trough, so that the helical fin pushes the material along the trough. The shaft is driven by a motor through gears or a chain. The conveyors are made in sections from 8 to 12 ft in length that may be joined together to obtain the desired length. The torsional stress developed in the shaft usually limits a single drive to about 100 ft. Diameters vary from 3 to 24 in.

Panjang standar = 10 ft

**Kebutuhan screw conveyor**

Jarak antara screw conveyor dengan rotary kiln dirancang = 12,1661 m

= 39,915 ft

$$\text{Kebutuhan screw conveyor} = \frac{\text{Panjang Rancangan}}{\text{Panjang Standar}}$$

$$= \frac{39{,}915 \text{ ft}}{10 \text{ ft}}$$

= 4 buah

Maka dibutuhkan screw conveyor dengan panjang standar 10 ft sebanyak 4 buah yang disambung menjadi satu.

**3. Design Screw Conveyor**

A. Menghitung luas penampang screw

$$Ao = \frac{\pi \times D^2}{4}$$

$$Ao = \frac{200{,}960}{4}$$

$= 50{,}2400 \text{ in}^2$

$= 0{,}3489 \text{ ft}^2$

$= 0{,}0324 \text{ m}^2$

B. Menghitung volume screw

Volume screw = Ao x L

$= 0{,}3489 \times 39{,}915$

$= 13{,}926 \text{ ft}^3$

$= 0{,}394 \text{ m}^3$

C. Menghitung waktu tinggal

$$\text{Waktu tinggal} = \frac{\text{Volume screw conveyor}}{\text{Kecepatan volume}}$$

$$= \frac{13{,}926 \text{ ft}^3}{707{,}872 \text{ ft}^3/\text{jam}}$$

$= 0{,}020$ jam

$= 1{,}180$ menit

**4. Menghitung Daya Penggerak Screw Conveyor**

$$\text{Daya} = \frac{(\text{Koefisien})(\text{Capacity}, \frac{\text{lb}}{\text{min}})(\text{panjang, ft})}{33.000}$$

Data-data yang diperlukan:

Koefisien = 1,3 (Koefisien for grain bauksit, Brown hal. 53)

Capacity = 78777,701 kg/jam = 2894,536 lb/min

Panjang = 39,915 ft

Sehingga,

$$\text{Daya} = \frac{150196{,}143}{33000}$$

$= 4{,}551$ hp

Jika efisiensi motor 80%, maka:

$$P = \frac{4{,}6 \text{ hp}}{0{,}8}$$

$= 5{,}619$ hp

Maka, daya motor standar yang dipilih berdasarkan Ludwig, hal.625 dipilih:

P = 7,5 hp

## KESIMPULAN SCREW CONVEYOR (SC-03)

**Fungsi** : Mengangkut cake output dari RDVF-02 menuju BE-03
**Jenis** : Horizontal Screw Conveyor

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir bauksit | = | 78777,701 | kg/jam |
| Kecepatan volume | = | 20,045 | $m^3$/jam |
| Diameter screw | = | 0,2032 | m |
| Panjang total | = | 12,166 | m |
| Panjang standar | = | 3,048 | m |
| Jumlah | = | 4 | buah |
| Putaran | = | 180 | rpm |
| Waktu tinggal | = | 0,0197 | jam |
| Daya motor | = | 7,5 | hp |

**SCREW CONVEYOR**
**(SC-04)**

**Fungsi** : Mengangkut produk alumina dari RC-01 menuju BE-04
**Jenis** : Horizontal Screw Conveyor



**1. Menghitung kapasitas screw conveyor**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju Alir Produk | = | 50505,051 | kg/jam |
| Densitas Produk | = | 3,95 | kg/L |
| | = | 3950 | $kg/m^3$ |

$$Fv = \frac{\text{Massa (kg/jam)}}{\rho \text{ mix (kg/l)}} = \frac{50505{,}051 \text{ kg/jam}}{3{,}950 \text{ kg/l}}$$

| | | |
|---|---|---|
| = | 12786,089 | l/jam |
| = | 12,786 | $m^3$/jam |
| = | 451,534 | $ft^3$/jam |

Over design factor conveyor diambil dari tabel 1.4 (Wallas, 1999)

**TABLE 1.4. Safety Factors in Equipment Design: Results of a Questionnaire**

| Equipment | Design Variable | Range of Safety Factor (%) |
|---|---|---|
| Compressors, reciprocating | piston displacement | 11–21 |
| Conveyors, screw | diameter | 8–21 |
| Hammer mills | power input | 15–21[a] |
| Filters, plate-and-frame | area | 11–21[a] |
| Filters, rotary | area | 14–20[a] |
| Heat exchangers, shell and tube for liquids | area | 11–18 |
| Pumps, centrifugal | impeller diameter | 7–14 |
| Separators, cyclone | diameter | 7–11 |
| Towers, packed | diameter | 11–18 |
| Towers, tray | diameter | 10–16 |
| Water cooling towers | volume | 12–20 |

[a] Based on pilot plant tests.
[Michelle, Beattie, and Goodgame, *Chem. Eng. Prog.* **50**, 332 (1954)].

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dipilih over design | = | 20% | |
| Kapasitas volume | = | 541,841 | $ft^3$/jam |

**2. Dimensi Screw Conveyor**

Berdasarkan kapasitas tersebut dapat diketahui spesifikasi screw conveyor dari tabel 13, Brown handbook halaman 53.

**TABLE 13. APPROXIMATE MAXIMUM CAPACITIES OF HORIZONTAL SPIRAL OR SCREW CONVEYORS[2]**

| Diameter of Screw, in. | Light Nonabrasive Material, e.g., Grain | | Heavy Nonabrasive Material, e.g., Coal | | Heavy Abrasive Material, e.g., Ash | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | Capacity, cu ft/hr | Maximum Rpm | Capacity, cu ft/hr | Maximum Rpm | Capacity, cu ft/hr | Maximum Rpm |
| 3 | 74 | 250 | 37 | 125 | .... | .. |
| 4 | 171 | 220 | 86 | 110 | 46 | 90 |
| 5 | 304 | 210 | 150 | 105 | 85 | 85 |
| 6 | 500 | 200 | 255 | 100 | 135 | 80 |
| 7 | 820 | 190 | 410 | 95 | 200 | 75 |
| 8 | 1180 | 180 | 590 | 90 | 300 | 75 |
| 9 | 1600 | 175 | 780 | 85 | 400 | 70 |
| 10 | 2050 | 160 | 1030 | 80 | 516 | 65 |
| 12 | 3300 | 150 | 1660 | 75 | 820 | 60 |
| 14 | 4000 | 140 | 2000 | 70 | 1200 | 55 |
| 16 | 7000 | 130 | 3400 | 65 | 1630 | 50 |
| 18 | 9000 | 120 | 4500 | 60 | 2100 | 45 |
| 20 | 12000 | 115 | 5800 | 55 | 2860 | 46 |

Kapasitas standar = 820 $ft^3$/jam = 23,220 $m^3$/jam

Diameter screw = 7 in = 0,1778 m

Putaran max = 190 rpm

***Mechanical Conveyors***

Mechanical conveyors may move materials by a scraping action or by a carrying action. Another type of conveyor, the pneumatic, is described under the handling of fluids.

**Scrapers.** *Screw* or *helical flight conveyors* (Fig. 50) consist of a steel shaft having a spiral or helical fin fastened to the shaft and rotating in a trough without touching the trough, so that the helical fin pushes the material along the trough. The shaft is driven by a motor through gears or a chain. The conveyors are made in sections from 8 to 12 ft in length that may be joined together to obtain the desired length. The torsional stress developed in the shaft usually limits a single drive to about 100 ft. Diameters vary from 3 to 24 in.

Panjang standar = 12 ft

**Kebutuhan screw conveyor**

Jarak antara screw conveyor dengan ucket elevator dirancang = 34,6642 m

= 113,728 ft

$$\text{Kebutuhan screw conveyor} = \frac{\text{Panjang Rancangan}}{\text{Panjang Standar}}$$

$$= \frac{113{,}728 \text{ ft}}{12 \text{ ft}}$$

= 9 buah

Maka dibutuhkan screw conveyor dengan panjang standar 12 ft sebanyak 9 buah yang disambung menjadi satu.

**3. Design Screw Conveyor**

A. Menghitung luas penampang screw

$$Ao = \frac{\pi \times D^2}{4}$$

$$Ao = \frac{153{,}860}{4}$$

$= 38{,}4650 \text{ in}^2$

$= 0{,}2671 \text{ ft}^2$

$= 0{,}0248 \text{ m}^2$

B. Menghitung volume screw

Volume screw = Ao x L

$= 0{,}2671 \times 113{,}728$

$= 30{,}379 \text{ ft}^3$

$= 0{,}860 \text{ m}^3$

C. Menghitung waktu tinggal

$$\text{Waktu tinggal} = \frac{\text{Volume screw conveyor}}{\text{Kecepatan volume}}$$

$$= \frac{30{,}379 \text{ ft}^3}{451{,}534 \text{ ft}^3/\text{jam}}$$

$= 0{,}067$ jam

$= 4{,}037$ menit

**4. Menghitung Daya Penggerak Screw Conveyor**

$$\text{Daya} = \frac{(\text{Koefisien})(\text{Capacity}, \frac{\text{lb}}{\text{min}})(\text{panjang, ft})}{33.000}$$

Data-data yang diperlukan:

Koefisien = 1,3 (Koefisien for grain bauksit, Brown hal. 53)

Capacity = 50505,051 kg/jam = 1855,712 lb/min

Panjang = 113,728 ft

Sehingga,

$$\text{Daya} = \frac{274359{,}555}{33000}$$

$= 8{,}314$ hp

Jika efisiensi motor 80%, maka:

$$P = \frac{8{,}3}{0{,}8} \text{ hp}$$

$= 9{,}898$ hp

Maka, daya motor standar yang dipilih berdasarkan Ludwig, hal.625 dipilih:

P = 10 hp

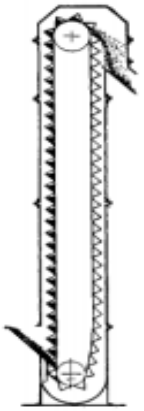
## KESIMPULAN SCREW CONVEYOR (SC-04)

**Fungsi** : Mengangkut produk alumina dari RC-01 menuju BE-04
**Jenis** : Horizontal Screw Conveyor

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir bauksit | = | 50505,051 | kg/jam |
| Kecepatan volume | = | 12,786 | $m^3$/jam |
| Diameter screw | = | 0,1778 | m |
| Panjang total | = | 34,664 | m |
| Panjang standar | = | 3,658 | m |
| Jumlah | = | 9 | buah |
| Putaran | = | 190 | rpm |
| Waktu tinggal | = | 0,0673 | jam |
| Daya motor | = | 10 | hp |

**BUCKET ELEVATOR**
**(BE-01)**

**Fungsi** : Mengangkat bahan baku NaOH padat dari SC-01 menuju Mixer (M-01)
**Jenis** : Centrifugal-discharged Spaced Bucket



## 1. Dasar Pemilihan

1. Mampu membawa ukuran material dengan kapasitas besar secara continyu.
2. Membutuhkan tenaga yang relatif kecil dan dapat membawa atau mengangkut material pada jarak panjang.

## 2. Dimensi Bucket Elevator

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju Alir NaOH | = | 875,785 | kg/jam |
| Densitas NaOH | = | 1,100 | kg/L |
| | = | 1100 | $kg/m^3$ |
| | = | 68,683 | $lb/ft^3$ |

Over design factor conveyor diambil dari tabel 1.4 (Walas,1999).

**TABLE 1.4. Safety Factors in Equipment Design: Results of a Questionnaire**

| Equipment | Design Variable | Range of Safety Factor (%) |
|---|---|---|
| Compressors, reciprocating | piston displacement | 11–21 |
| Conveyors, screw | diameter | 8–21 |
| Hammer mills | power input | 15–21[a] |
| Filters, plate-and-frame | area | 11–21[a] |
| Filters, rotary | area | 14–20[a] |
| Heat exchangers, shell and tube for liquids | area | 11–18 |
| Pumps, centrifugal | impeller diameter | 7–14 |
| Separators, cyclone | diameter | 7–11 |
| Towers, packed | diameter | 11–18 |
| Towers, tray | diameter | 10–16 |
| Water cooling towers | volume | 12–20 |

[a] Based on pilot plant tests.
[Michelle, Beattie, and Goodgame, *Chem. Eng. Prog.* **50**, 332 (1954)].

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dipilih over design | = | 10% | |
| Kapasitas total | = | 963,364 | kg/jam |
| | = | 0,963 | ton/jam |

Berdasarkan kapasitas tersebut dapat diketahui spesifikasi bucket elevator dari tabel 21-8, Perry's handbook 7th 1999 halaman 21-15.

**TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets***

| Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)† | Elevator centers,‡ ft | Capacity, tons/h (metric tons/h)§ | Size of lumps handled, in (mm)¶ | Bucket Bucket speed, ft/min (m/min) | r/min, head shaft | hp required at head shaft | Additional hp/ft for intermediate lengths | Head | Tail | Head | Tail | Belt width, in |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 6 × 4 × 4¼ = 12 | 25 | 14 (12.7) | ¼ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.0 | 0.02 | 1⅜in | 1¼in | 20 | 14 | 7 |
| | 50 | 14 (12.7) | ¼ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.02 | 1⅜in | 1¼in | 20 | 14 | 7 |
| (152 × 102 × 108) = (305) | 75 | 14 (12.7) | ¼ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 2.1 | 0.02 | 1⅜in | 1¼in | 20 | 14 | 7 |
| 8 × 5 × 5½ = 14 | 25 | 27 (24.5) | 1 (25.4) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.04 | 1⅜in | 1¼in | 20 | 14 | 9 |
| | 50 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 3.5 | 0.05 | 1⅜in | 1¼in | 24 | 14 | 9 |
| (203 × 127 × 140) = (356) | 75 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 4.8 | 0.05 | 2⅜in | 1¼in | 24 | 14 | 9 |
| 10 × 6 × 6½ = 16 | 25 | 45 (40.8) | 1¼ (32.0) | 225 (68.6) | 43 | 3.0 | 0.063 | 1⅜in | 1⅜in | 20 | 16 | 11 |
| | 50 | 52 (47.2) | 1¼ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 5.2 | 0.07 | 2⅜in | 1⅜in | 24 | 16 | 11 |
| (254 × 152 × 159) = (406) | 75 | 52 (47.2) | 1¼ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 7.2 | 0.07 | 2⅜in | 1⅜in | 24 | 16 | 11 |
| 12 × 7 × 7½ = 18 | 25 | 75 (68.1) | 1½ (38.1) | 260 (79.2) | 41 | 4.7 | 0.1 | 2⅜in | 1⅜in | 24 | 18 | 13 |
| | 50 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 8.9 | 0.115 | 2⅜in | 1⅜in | 30 | 18 | 13 |
| (305 × 178 × 184) = (457) | 75 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 11.7 | 0.115 | 3⅜in | 2⅜in | 30 | 18 | 13 |
| 14 × 7 × 7½ = 18 | 25 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 7.3 | 0.14 | 2⅜in | 2⅜in | 30 | 18 | 15 |
| | 50 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 11.0 | 0.14 | 3⅜in | 2⅜in | 30 | 18 | 15 |
| (355 × 179 × 184) = (457) | 75 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 14.3 | 0.14 | 3⅜in | 2⅜in | 30 | 18 | 15 |
| 16 × 8 × 8½ = 18 | 25 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 8.5 | 0.165 | 2⅜in | 2⅜in | 30 | 20 | 18 |
| | 50 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 12.6 | 0.165 | 3⅜in | 2⅜in | 30 | 20 | 18 |
| (406 × 203 × 216) = (457) | 75 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 400 (121.9) | 38 | 16.7 | 0.165 | 3⅜in | 2⅜in | 30 | 20 | 18 |

*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.
†Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).
‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.
§Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft³ material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.
¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Panjang bucket ($p_b$) | = | 6 | in | = | 0,1524 | m |
| Lebar bucket ($l_b$) | = | 4 | in | = | 0,1016 | m |
| Tinggi bucket ($t_b$) | = | 4,5 | in | = | 0,1143 | m |
| Bucket spacing | = | 12 | in | = | 0,3048 | m |
| Kapasitas standar | = | 14 | ton/jam | = | 14000 | kg/jam |
| Lebar belt | = | 7 | in | = | 0,1778 | m |
| Putaran poros | = | 43 | rpm | = | 1,0922 | m |
| Power poros | = | 1 | hp | | | |
| Rasio daya/tinggi | = | 0,02 | hp/ft | | | |

## 3. Design Bucket Elevator

A. Menghitung Volume Bucket

$$V = \frac{1}{2} \times p_b \times l_b \times t_b$$

V = 0,0009 $m^3$

= 0,0313 $ft^3$

B. Menghitung berat padatan per bucket

$$w_b = V \times \rho$$

Dimana :

$w_b$ = Berat produk per bucket (kg)

V = Volume prill per bucket ($m^3$)

ρ = Densitas produk ($kg/m^3$)

Diketahui data-data :

V = 0,0009 $m^3$

ρ = 1100 $kg/m^3$

Sehingga didapatkan :

$w_b$ = 0,974 kg

D. Menghitung waktu tinggal per bucket

$$t_h = \frac{w_b}{m}$$

Dimana :

$t_h$ = Waktu tinggal bucket (detik)
$w_b$ = Berat produk per bucket (kg)
m = Laju alir NaOH (kg/jam)

Diketahui data-data :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $w_b$ | = | 0,974 | kg |
| m | = | 875,785 | kg/jam |

Sehingga didapatkan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $t_h$ | = | 0,0011 | jam |
| | = | 0,0667 | menit |
| | = | 4,0019 | detik |

E. Menghitung tinggi satu bucket

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Tinggi satu bucket | = | Tinggi bucket | + | Jarak antar bucket |
| | = | 0,4191 | m | |
| | = | 1,3750 | ft | |
| | = | 16,5 | in | |

F. Menghitung tinggi bucket elevator

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Tinggi bucket elevator | = | Ground clearence | + | Tinggi Mixer-01 |
| | = | 1,956 | m | |
| | = | 6,417 | ft | |
| | = | 77,004 | in | |

G. Menghitung jumlah bucket

$$\text{Jumlah bucket} = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Tinggi satu bucket}}$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| | = | 4,667 | bucket |
| | = | 5 | buket |

**4. Kecepatan Linear**

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| Waktu tinggi n bucket | = | Jumlah bucket | x | Waktu tinggal |
| | = | 0,333 | menit | |

$$\text{Kecepatan linear} = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{waktu tinggal n bucket}}$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| | = | 5,865 | m/menit |

**5. Daya Bucket Elevator**

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| P | = | Tinggi elevator | x | Rasio daya/tinggi | + | Power poros | | |
| | = | 6,417 | ft | x | 0,02 | hp/ft | + | 1 hp |
| | = | 1,1 | hp | | | | | |

Jika efisiensi motor 80%, maka:

$$P = \frac{1,1}{0,8} \text{ hp}$$

$$= 1,410 \text{ hp}$$

Maka, daya motor standar yang dipilih berdasarkan Ludwig, hal.625 dipilih:

$$P = 1,5 \text{ hp}$$

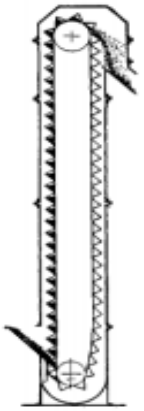
## KESIMPULAN BUCKET ELEVATOR (BE-01)

**Fungsi** : Mengangkat bahan baku NaOH padat dari SC-01 menuju Mixer (M-01)
**Jenis** : Centrifugal-discharged Spaced Bucket

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Kapasitas total | = | 963,364 | kg/jam | | | |
| Panjang bucket ($p_b$) | = | 0,1524 | m | = | 6,0000 | ft |
| Lebar bucket ($l_b$) | = | 0,1016 | m | = | 4,0000 | ft |
| Tinggi bucket ($t_b$) | = | 0,1143 | m | | | |
| Bucket spacing | = | 0,3048 | m | | | |
| Tinggi elevator | = | 1,9559 | m | = | 6,4170 | ft |
| Putaran poros | = | 43 | rpm | | | |
| Daya | = | 1,5 | hp | | | |
| Rasio daya/tinggi | = | 0,02 | hp/ft | | | |
| Volume bucket | = | 0,0009 | $m^3$ | | | |
| Waktu tinggal | = | 4,0019 | detik | | | |
| Jumlah bucket | = | 5 | | | | |

**BUCKET ELEVATOR**
**(BE-02)**

**Fungsi** : Mengangkat bahan baku bauksit dari SC-02 menuju R-01.1
**Jenis** : Centrifugal-discharged Spaced Bucket



## 1. Dasar Pemilihan

1. Mampu membawa ukuran material dengan kapasitas besar secara continyu.
2. Membutuhkan tenaga yang relatif kecil dan dapat membawa atau mengangkut material pada jarak panjang.

## 2. Dimensi Bucket Elevator

Laju Alir Bauksit = 107645,871 kg/jam
Over design factor conveyor diambil dari tabel 1.4 (Walas,1999).

**TABLE 1.4. Safety Factors in Equipment Design: Results of a Questionnaire**

| Equipment | Design Variable | Range of Safety Factor (%) |
|---|---|---|
| Compressors, reciprocating | piston displacement | 11–21 |
| Conveyors, screw | diameter | 8–21 |
| Hammer mills | power input | 15–21[a] |
| Filters, plate-and-frame | area | 11–21[a] |
| Filters, rotary | area | 14–20[a] |
| Heat exchangers, shell and tube for liquids | area | 11–18 |
| Pumps, centrifugal | impeller diameter | 7–14 |
| Separators, cyclone | diameter | 7–11 |
| Towers, packed | diameter | 11–18 |
| Towers, tray | diameter | 10–16 |
| Water cooling towers | volume | 12–20 |

[a] Based on pilot plant tests.
[Michelle, Beattie, and Goodgame, *Chem. Eng. Prog.* **50,** 332 (1954)].

Dipilih over design = 10%
Kapasitas total = 118410,458 kg/jam
= 118,410 ton/jam

Berdasarkan kapasitas tersebut dapat diketahui spesifikasi bucket elevator dari tabel 21-8, Perry's handbook 7th 1999 halaman 21-15.

**TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets***

| Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)† | Elevator centers, ft‡ | Capacity, tons/h (metric tons/h)§ | Size of lumps handled, in (mm)¶ | Bucket Bucket speed, ft/min (m/min) | r/min, head shaft | hp required at head shaft | Additional hp/ft for intermediate lengths | Head | Tail | Head | Tail | Belt width, in |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 6 × 4 × 4½ = 12 | 25 | 14 (12.7) | ¼ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.0 | 0.02 | 1⅜ | 1½ | 20 | 14 | 7 |
| | 50 | 14 (12.7) | ¼ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.02 | 1⅜ | 1½ | 20 | 14 | 7 |
| (152 × 102 × 108) = (305) | 75 | 14 (12.7) | ¼ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 2.1 | 0.02 | 1⅜ | 1½ | 20 | 14 | 7 |
| 8 × 5 × 5½ = 14 | 25 | 27 (24.5) | 1 (25.4) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.04 | 1⅜ | 1½ | 20 | 14 | 9 |
| | 50 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 3.5 | 0.05 | 1⅜ | 1½ | 24 | 14 | 9 |
| (203 × 127 × 140) = (356) | 75 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 4.8 | 0.05 | 2⅜ | 1½ | 24 | 14 | 9 |
| 10 × 6 × 6½ = 16 | 25 | 45 (40.8) | 1¼ (32.0) | 225 (68.6) | 43 | 3.0 | 0.063 | 1⅜ | 1⅜ | 20 | 16 | 11 |
| | 50 | 52 (47.2) | 1¼ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 5.2 | 0.07 | 2⅜ | 1⅜ | 24 | 16 | 11 |
| (254 × 152 × 159) = (406) | 75 | 52 (47.2) | 1¼ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 7.2 | 0.07 | 2⅜ | 1⅜ | 24 | 16 | 11 |
| 12 × 7 × 7½ = 18 | 25 | 75 (68.1) | 1½ (38.1) | 260 (79.2) | 41 | 4.7 | 0.1 | 2⅜ | 1⅜ | 24 | 18 | 13 |
| | 50 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 8.9 | 0.115 | 2⅜ | 1⅜ | 30 | 18 | 13 |
| (305 × 178 × 184) = (457) | 75 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 11.7 | 0.115 | 3⅜ | 2⅜ | 30 | 18 | 13 |
| 14 × 7 × 7½ = 18 | 25 | 100 (90.8) | 1½ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 7.3 | 0.14 | 2⅜ | 2⅜ | 30 | 18 | 15 |
| | 50 | 100 (90.8) | 1½ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 11.0 | 0.14 | 3⅜ | 2⅜ | 30 | 18 | 15 |
| (355 × 179 × 184) = (457) | 75 | 100 (90.8) | 1½ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 14.3 | 0.14 | 3⅜ | 2⅜ | 30 | 18 | 15 |
| 6 × 8 × 8½ = 18 | 25 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 8.5 | 0.165 | 2⅜ | 2⅜ | 30 | 20 | 18 |
| | 50 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 12.6 | 0.165 | 3⅜ | 2⅜ | 30 | 20 | 18 |
| 406 × 203 × 216) = (457) | 75 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 400 (121.9) | 38 | 16.7 | 0.165 | 3⅜ | 2⅜ | 30 | 20 | 18 |

*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.
†Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).
‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.
§Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft³ material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.
¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Panjang bucket ($p_b$) | = | 16 | in | = | 0,4064 | m |
| Lebar bucket ($l_b$) | = | 8 | in | = | 0,2032 | m |
| Tinggi bucket ($t_b$) | = | 8,5 | in | = | 0,2159 | m |
| Bucket spacing | = | 18 | in | = | 0,4572 | m |
| Kapasitas standar | = | 150 | ton/jam | = | 150000 | kg/jam |
| Lebar belt | = | 18 | in | = | 0,4572 | m |
| Putaran poros | = | 38 | rpm | = | 0,9652 | m |
| Power poros | = | 12,6 | hp | | | |
| Rasio daya/tinggi | = | 0,165 | hp/ft | | | |

## 3. Design Bucket Elevator

A. Menghitung Volume Bucket

$$V = \frac{1}{2} \times p_b \times l_b \times t_b$$

V = 0,0089 $m^3$

= 0,3148 $ft^3$

B. Menghitung Densitas Bauksit

| Komponen | BM | Input | | xi | ρ (Kg/L) | xi.ρ | Fv (L/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | kmol/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 79657,945 | 510,628 | 0,7 | 3,990 | 2,953 | 19964,3972 |
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 100,918 | 0,2 | 5,120 | 0,768 | 3153,68764 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 40,367 | 0,0 | 4,260 | 0,128 | 758,069516 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,670 | 143,528 | 0,1 | 3,189 | 0,255 | 2700,21022 |
| **Total** | | **107645,871** | **795,441** | **1,0** | **16,559** | **4,104** | **26576,3646** |

Densitas Padatan = 4,104 kg/L

= 4103,541 $kg/m^3$

= 256,176 $lb/ft^3$

C. Menghitung berat padatan per bucket

$$w_b = V \times \rho$$

Dimana :

$w_b$ = Berat bauksit per bucket (kg)
V = Volume prill per bucket ($m^3$)
$\rho_{mix}$ = Densitas bauksit ($kg/m^3$)

Diketahui data-data :

| | | | |
|---|---|---|---|
| V | = | 0,0089 | $m^3$ |
| $\rho_{mix}$ | = | 4103,541 | $kg/m^3$ |

Sehingga didapatkan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $w_b$ | = | 36,581 | kg |

D. Menghitung waktu tinggal per bucket

$$t_h = \frac{w_b}{m}$$

Dimana :

$t_h$ = Waktu tinggal bucket (detik)
$w_b$ = Berat bauksit per bucket (kg)
m = Laju alir bauksit (kg/jam)

Diketahui data-data :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $w_b$ | = | 36,581 | kg |
| m | = | 107645,871 | kg/jam |

Sehingga didapatkan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $t_h$ | = | 0,0003 | jam |
| | = | 0,0204 | menit |
| | = | 1,2234 | detik |

E. Menghitung tinggi satu bucket

Tinggi satu bucket = Tinggi bucket + Jarak antar bucket

| | | | |
|---|---|---|---|
| | = | 0,6731 | m |
| | = | 2,2083 | ft |
| | = | 26,5 | in |

F. Menghitung tinggi bucket elevator

Tinggi bucket elevator = Ground clearence + Tinggi HO-01 + Tinggi R-01.1

| | | | |
|---|---|---|---|
| | = | 14,007 | m |
| | = | 45,954 | ft |
| | = | 551,448 | in |

G. Menghitung jumlah bucket

$$\text{Jumlah bucket} = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Tinggi satu bucket}}$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| | = | 20,809 | bucket |
| | = | 10 | buket |

**4. Kecepatan Linear**

Waktu tinggi n bucket = Jumlah bucket x Waktu tinggal

= 0,2039 menit

Kecepatan linear = $\frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{waktu tinggal n bucket}}$

= 68,695 m/menit

**5. Daya Bucket Elevator**

P = Tinggi elevator x Rasio daya/tinggi + Power poros

= 45,954 ft x 0,165 hp/ft + 12,6 hp

= 20,2 hp

Jika efisiensi motor 80%, maka:

P = $\frac{20,2}{0,8}$ hp

= 24,917 hp

Maka, daya motor standar yang dipilih berdasarkan Ludwig, hal.625 dipilih:

P = 25 hp

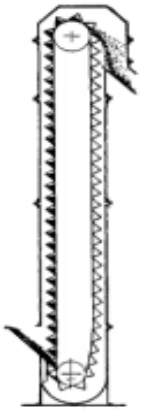
## KESIMPULAN BUCKET ELEVATOR (BE-02)

**Fungsi** : Mengangkat bahan baku bauksit menuju SC-02 menuju R-01.1
**Jenis** : Centrifugal-discharged Spaced Bucket

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Kapasitas total | = | 118410,458 | kg/jam | | | |
| Panjang bucket ($p_b$) | = | 0,4064 | m | = | 16,0000 | in |
| Lebar bucket ($l_b$) | = | 0,2032 | m | = | 8,0000 | in |
| Tinggi bucket ($t_b$) | = | 0,2159 | m | | | |
| Bucket spacing | = | 0,4572 | m | | | |
| Tinggi elevator | = | 14,0068 | m | = | 45,9540 | ft |
| Putaran poros | = | 38 | rpm | | | |
| Daya | = | 25 | hp | | | |
| Rasio daya/tinggi | = | 0,165 | hp/ft | | | |
| Volume bucket | = | 0,0089 | $m^3$ | | | |
| Waktu tinggal | = | 1,2234 | detik | | | |
| Jumlah bucket | = | 10 | | | | |

**BUCKET ELEVATOR**
**(BE-03)**

**Fungsi** : Mengangkat keluaran cake RDVF-02 dari SC-03 menuju Kiln (RK-01)
**Jenis** : Centrifugal-discharged Spaced Bucket



## 1. Dasar Pemilihan

1. Mampu membawa ukuran material dengan kapasitas besar secara continyu.
2. Membutuhkan tenaga yang relatif kecil dan dapat membawa atau mengangkut material pada jarak panjang.

## 2. Dimensi Bucket Elevator

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju Alir NaOH | = | 78777,701 | kg/jam |
| Densitas NaOH | = | 4,984 | kg/L |
| | = | 4984 | $kg/m^3$ |
| | = | 311,133 | $lb/ft^3$ |

Over design factor conveyor diambil dari tabel 1.4 (Walas,1999).

**TABLE 1.4. Safety Factors in Equipment Design: Results of a Questionnaire**

| Equipment | Design Variable | Range of Safety Factor (%) |
|---|---|---|
| Compressors, reciprocating | piston displacement | 11–21 |
| Conveyors, screw | diameter | 8–21 |
| Hammer mills | power input | 15–21[a] |
| Filters, plate-and-frame | area | 11–21[a] |
| Filters, rotary | area | 14–20[a] |
| Heat exchangers, shell and tube for liquids | area | 11–18 |
| Pumps, centrifugal | impeller diameter | 7–14 |
| Separators, cyclone | diameter | 7–11 |
| Towers, packed | diameter | 11–18 |
| Towers, tray | diameter | 10–16 |
| Water cooling towers | volume | 12–20 |

[a] Based on pilot plant tests.
[Michelle, Beattie, and Goodgame, *Chem. Eng. Prog.* **50**, 332 (1954)].

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dipilih over design | = | 10% | |
| Kapasitas total | = | 86655,472 | kg/jam |
| | = | 86,655 | ton/jam |

Berdasarkan kapasitas tersebut dapat diketahui spesifikasi bucket elevator dari tabel 21-8, Perry's handbook 7th 1999 halaman 21-15.

**TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets***

| Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)† | Elevator centers, ft‡ | Capacity, tons/h (metric tons/h)§ | Size of lumps handled, in (mm)¶ | Bucket Bucket speed, ft/min (m/min) | r/min, head shaft | hp required at head shaft | Additional hp/ft for intermediate lengths | Head | Tail | Head | Tail | Belt width, in |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 6 × 4 × 4½ = 12 | 25 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.0 | 0.02 | 1⅜ | 1½ | 20 | 14 | 7 |
| | 50 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.02 | 1⅜ | 1½ | 20 | 14 | 7 |
| (152 × 102 × 108) = (305) | 75 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 2.1 | 0.02 | 1⅜ | 1½ | 20 | 14 | 7 |
| 8 × 5 × 5½ = 14 | 25 | 27 (24.5) | 1 (25.4) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.04 | 1⅜ | 1½ | 20 | 14 | 9 |
| | 50 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 3.5 | 0.05 | 1⅜ | 1½ | 24 | 14 | 9 |
| (203 × 127 × 140) = (356) | 75 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 4.8 | 0.05 | 2⅜ | 1½ | 24 | 14 | 9 |
| 10 × 6 × 6½ = 16 | 25 | 45 (40.8) | 1¼ (32.0) | 225 (68.6) | 43 | 3.0 | 0.063 | 1⅜ | 1⅜ | 20 | 16 | 11 |
| | 50 | 52 (47.2) | 1¼ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 5.2 | 0.07 | 2⅜ | 1⅜ | 24 | 16 | 11 |
| (254 × 152 × 159) = (406) | 75 | 52 (47.2) | 1¼ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 7.2 | 0.07 | 2⅜ | 1⅜ | 24 | 16 | 11 |
| 12 × 7 × 7½ = 18 | 25 | 75 (68.1) | 1½ (38.1) | 260 (79.2) | 41 | 4.7 | 0.1 | 2⅜ | 1⅜ | 24 | 18 | 13 |
| | 50 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 8.9 | 0.115 | 2⅜ | 1⅜ | 30 | 18 | 13 |
| (305 × 178 × 184) = (457) | 75 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 11.7 | 0.115 | 3⅜ | 2⅜ | 30 | 18 | 13 |
| 14 × 7 × 7½ = 18 | 25 | 100 (90.8) | 1½ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 7.3 | 0.14 | 2⅜ | 2⅜ | 30 | 18 | 15 |
| | 50 | 100 (90.8) | 1½ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 14.6 | 0.14 | 3⅜ | 2⅜ | 30 | 18 | 15 |
| (355 × 179 × 184) = (457) | 75 | 100 (90.8) | 1½ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 14.3 | 0.14 | 3⅜ | 2⅜ | 30 | 18 | 15 |
| 16 × 8 × 8½ = 18 | 25 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 8.5 | 0.165 | 2⅜ | 2⅜ | 30 | 20 | 18 |
| | 50 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 12.6 | 0.165 | 3⅜ | 2⅜ | 30 | 20 | 18 |
| (406 × 203 × 216) = (457) | 75 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 400 (121.9) | 38 | 16.7 | 0.165 | 3⅜ | 2⅜ | 30 | 20 | 18 |

*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.
†Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).
‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.
§Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft³ material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.
¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Panjang bucket ($p_b$) | = | 14 | in | = | 0,3556 | m |
| Lebar bucket ($l_b$) | = | 7 | in | = | 0,1778 | m |
| Tinggi bucket ($t_b$) | = | 7,5 | in | = | 0,1905 | m |
| Bucket spacing | = | 18 | in | = | 0,4572 | m |
| Kapasitas standar | = | 100 | ton/jam | = | 100000 | kg/jam |
| Lebar belt | = | 15 | in | = | 0,3810 | m |
| Putaran poros | = | 38 | rpm | = | 0,9652 | m |
| Power poros | = | 7,3 | hp | | | |
| Rasio daya/tinggi | = | 0,14 | hp/ft | | | |

## 3. Design Bucket Elevator

A. Menghitung Volume Bucket

$$V = \frac{1}{2} \times p_b \times l_b \times t_b$$

V = 0,0060 $m^3$

= 0,2127 $ft^3$

B. Menghitung berat padatan per bucket

$$w_b = V \times \rho$$

Dimana :

$w_b$ = Berat produk per bucket (kg)

V = Volume prill per bucket ($m^3$)

ρ = Densitas produk ($kg/m^3$)

Diketahui data-data :

V = 0,0060 $m^3$

ρ = 4984 $kg/m^3$

Sehingga didapatkan :

$w_b$ = 30,014 kg

D. Menghitung waktu tinggal per bucket

$$t_h = \frac{w_b}{m}$$

Dimana :

$t_h$ = Waktu tinggal bucket (detik)
$w_b$ = Berat produk per bucket (kg)
m = Laju alir NaOH (kg/jam)

Diketahui data-data :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $w_b$ | = | 30,014 | kg |
| m | = | 78777,701 | kg/jam |

Sehingga didapatkan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $t_h$ | = | 0,0004 | jam |
| | = | 0,0229 | menit |
| | = | 1,3716 | detik |

E. Menghitung tinggi satu bucket

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi satu bucket | = | Tinggi bucket | + | Jarak antar bucket | |
| | = | 0,6477 | m | | |
| | = | 2,1250 | ft | | |
| | = | 25,5 | in | | |

F. Menghitung tinggi bucket elevator

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi bucket elevator | = | Ground clearence | + | Tinggi Rotary Kiln | |
| | = | 2,962 | m | | |
| | = | 9,717 | ft | | |
| | = | 116,607 | in | | |

G. Menghitung jumlah bucket

$$\text{Jumlah bucket} = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Tinggi satu bucket}}$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| = | 4,573 | bucket | |
| = | 5 | buket | |

**4. Kecepatan Linear**

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Waktu tinggi n bucket | = | Jumlah bucket | x | Waktu tinggal | |
| | = | 0,114 | menit | | |

$$\text{Kecepatan linear} = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{waktu tinggal n bucket}}$$

= 25,913 m/menit

**5. Daya Bucket Elevator**

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| P | = | Tinggi elevator | x | Rasio daya/tinggi | + | Power poros | | |
| | = | 9,717 | ft | x | 0,14 | hp/ft | + | 7,3 hp |
| | = | 8,7 | hp | | | | | |

Jika efisiensi motor 80%, maka:

$$P = \frac{8,7}{0,8} \text{ hp}$$

$$= 10,826 \text{ hp}$$

Maka, daya motor standar yang dipilih berdasarkan Ludwig, hal.625 dipilih:

$$P = 15 \text{ hp}$$

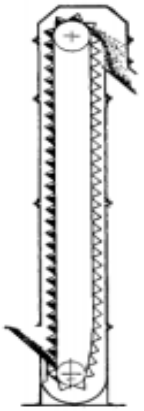
## KESIMPULAN BUCKET ELEVATOR (BE-03)

**Fungsi** : Mengangkat keluaran cake RDVF-02 dari SC-03 menuju Kiln (RK-01)
**Jenis** : Centrifugal-discharged Spaced Bucket

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Kapasitas total | = | 86655,472 | kg/jam | | | |
| Panjang bucket ($p_b$) | = | 0,3556 | m | = | 14,0000 | ft |
| Lebar bucket ($l_b$) | = | 0,1778 | m | = | 7,0000 | ft |
| Tinggi bucket ($t_b$) | = | 0,1905 | m | | | |
| Bucket spacing | = | 0,4572 | m | | | |
| Tinggi elevator | = | 2,9618 | m | = | 9,7173 | ft |
| Putaran poros | = | 38 | rpm | | | |
| Daya | = | 15 | hp | | | |
| Rasio daya/tinggi | = | 0,14 | hp/ft | | | |
| Volume bucket | = | 0,0060 | $m^3$ | | | |
| Waktu tinggal | = | 1,3716 | detik | | | |
| Jumlah bucket | = | 5 | | | | |

**BUCKET ELEVATOR**
**(BE-04)**

**Fungsi** : Mengangkat produk alumina dari SC-04 menuju Silo-02 (SL-02)
**Jenis** : Centrifugal-discharged Spaced Bucket



## 1. Dasar Pemilihan

1. Mampu membawa ukuran material dengan kapasitas besar secara continyu.
2. Membutuhkan tenaga yang relatif kecil dan dapat membawa atau mengangkut material pada jarak panjang.

## 2. Dimensi Bucket Elevator

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju Alir Produk | = | 50505,051 | kg/jam |
| Densitas Produk | = | 3,95 | kg/L |
| | = | 3950 | $kg/m^3$ |
| | = | 246,591 | $lb/ft^3$ |

Over design factor conveyor diambil dari tabel 1.4 (Walas,1999).

**TABLE 1.4. Safety Factors in Equipment Design: Results of a Questionnaire**

| Equipment | Design Variable | Range of Safety Factor (%) |
|---|---|---|
| Compressors, reciprocating | piston displacement | 11–21 |
| Conveyors, screw | diameter | 8–21 |
| Hammer mills | power input | 15–21[a] |
| Filters, plate-and-frame | area | 11–21[a] |
| Filters, rotary | area | 14–20[a] |
| Heat exchangers, shell and tube for liquids | area | 11–18 |
| Pumps, centrifugal | impeller diameter | 7–14 |
| Separators, cyclone | diameter | 7–11 |
| Towers, packed | diameter | 11–18 |
| Towers, tray | diameter | 10–16 |
| Water cooling towers | volume | 12–20 |

[a] Based on pilot plant tests.
[Michelle, Beattie, and Goodgame, *Chem. Eng. Prog.* **50**, 332 (1954)].

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dipilih over design | = | 10% | |
| Kapasitas total | = | 55555,556 | kg/jam |
| | = | 55,556 | ton/jam |

Berdasarkan kapasitas tersebut dapat diketahui spesifikasi bucket elevator dari tabel 21-8, Perry's handbook 7th 1999 halaman 21-15.

**TABLE 21-8 Bucket-Elevator Specifications for Centrifugal-Discharge Buckets on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets***

| Size of bucket, in (mm), and bucket spacing, in (mm)† | Elevator centers, ft‡ | Capacity, tons/h (metric tons/h)§ | Size of lumps handled, in (mm)¶ | Bucket Bucket speed, ft/min (m/min) | r/min, head shaft | hp required at head shaft | Additional hp/ft for intermediate lengths | Head | Tail | Head | Tail | Belt width, in |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| 6 × 4 × 4½ = 12 | 25 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.0 | 0.02 | 1⅜ | 1½ | 20 | 14 | 7 |
| | 50 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.02 | 1⅜ | 1½ | 20 | 14 | 7 |
| (152 × 102 × 108) = (305) | 75 | 14 (12.7) | ¾ (19.0) | 225 (68.6) | 43 | 2.1 | 0.02 | 1⅜ | 1½ | 20 | 14 | 7 |
| 8 × 5 × 5½ = 14 | 25 | 27 (24.5) | 1 (25.4) | 225 (68.6) | 43 | 1.6 | 0.04 | 1⅜ | 1½ | 20 | 14 | 9 |
| | 50 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 3.5 | 0.05 | 1⅜ | 1½ | 24 | 14 | 9 |
| (203 × 127 × 140) = (356) | 75 | 30 (27.2) | 1 (25.4) | 260 (79.2) | 41 | 4.8 | 0.05 | 2 | 1½ | 24 | 14 | 9 |
| 10 × 6 × 6½ = 16 | 25 | 45 (40.8) | 1¼ (32.0) | 225 (68.6) | 43 | 3.0 | 0.063 | 1⅜ | 1⅜ | 20 | 16 | 11 |
| | 50 | 53 (47.2) | 1¼ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 5.2 | 0.07 | 2 | 1⅜ | 24 | 16 | 11 |
| (254 × 152 × 159) = (406) | 75 | 52 (47.2) | 1¼ (32.0) | 260 (79.2) | 41 | 7.2 | 0.07 | 2⅜ | 1⅜ | 24 | 16 | 11 |
| 12 × 7 × 7½ = 18 | 25 | 75 (68.1) | 1½ (38.1) | 260 (79.2) | 41 | 4.7 | 0.1 | 2½ | 1⅝ | 24 | 18 | 13 |
| | 50 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 8.9 | 0.115 | 2⅝ | 1⅝ | 30 | 18 | 13 |
| (305 × 178 × 184) = (457) | 75 | 84 (76.3) | 1½ (38.1) | 300 (91.4) | 38 | 11.7 | 0.115 | 3½ | 2⅛ | 30 | 18 | 13 |
| 14 × 7 × 7½ = 18 | 25 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 7.3 | 0.14 | 2⅝ | 2⅛ | 30 | 18 | 15 |
| | 50 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 11.0 | 0.14 | 3½ | 2⅛ | 30 | 18 | 15 |
| (355 × 179 × 184) = (457) | 75 | 100 (90.8) | 1¾ (44.5) | 300 (91.4) | 38 | 14.3 | 0.14 | 3½ | 2⅛ | 30 | 18 | 15 |
| 16 × 8 × 8½ = 18 | 25 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 8.5 | 0.165 | 2⅝ | 2⅛ | 30 | 20 | 18 |
| | 50 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 300 (91.4) | 38 | 12.6 | 0.165 | 3½ | 2⅛ | 30 | 20 | 18 |
| (406 × 203 × 216) = (457) | 75 | 150 (136.2) | 2 (50.8) | 400 (121.9) | 38 | 16.7 | 0.165 | 3⅝ | 2⅛ | 30 | 20 | 18 |

*From Stephens-Adamson Division, Allis-Chalmers Corporation.
†Bucket size given: width × projection × depth. Assumed bucket linear speed is 150 ft/min (45.7 m/min).
‡Elevator centers to nearest SI equivalent are 25 ft ≈ 8 m, 50 ft ≈ 15 m, and 75 ft ≈ 23 m.
§Capacities and horsepowers are given for materials having bulk densities of 100 lb/ft³ (1602 kg/m³). For other densities these will vary in direct proportion: a 50-lb/ft³ material will reduce the capacity and horsepower required by 50 percent.
¶If the amount of lump product is less than 15 percent of the total, lump size may be twice that given.

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Panjang bucket ($p_b$) | = | 12 | in | = | 0,3048 | m |
| Lebar bucket ($l_b$) | = | 7 | in | = | 0,1778 | m |
| Tinggi bucket ($t_b$) | = | 7,25 | in | = | 0,1842 | m |
| Bucket spacing | = | 18 | in | = | 0,4572 | m |
| Kapasitas standar | = | 75 | ton/jam | = | 75000 | kg/jam |
| Lebar belt | = | 13 | in | = | 0,3302 | m |
| Putaran poros | = | 41 | rpm | = | 1,0414 | m |
| Power poros | = | 4,7 | hp | | | |
| Rasio daya/tinggi | = | 0,1 | hp/ft | | | |

## 3. Design Bucket Elevator

A. Menghitung Volume Bucket

$$V = \frac{1}{2} \times p_b \times l_b \times t_b$$

V = 0,0050 $m^3$

= 0,1762 $ft^3$

B. Menghitung berat padatan per bucket

$$w_b = V \times \rho$$

Dimana :

$w_b$ = Berat produk per bucket (kg)

V = Volume prill per bucket ($m^3$)

ρ = Densitas produk ($kg/m^3$)

Diketahui data-data :

V = 0,0050 $m^3$

ρ = 3950 $kg/m^3$

Sehingga didapatkan :

$w_b$ = 19,710 kg

D. Menghitung waktu tinggal per bucket

$$t_h = \frac{w_b}{m}$$

Dimana :

$t_h$ = Waktu tinggal bucket (detik)
$w_b$ = Berat produk per bucket (kg)
m = Laju alir produk (kg/jam)

Diketahui data-data :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $w_b$ | = | 19,710 | kg |
| m | = | 50505,051 | kg/jam |

Sehingga didapatkan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $t_h$ | = | 0,0004 | jam |
| | = | 0,0234 | menit |
| | = | 1,4049 | detik |

E. Menghitung tinggi satu bucket

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi satu bucket | = | Tinggi bucket | + | Jarak antar bucket | |
| | = | 0,6414 | m | | |
| | = | 2,1042 | ft | | |
| | = | 25,3 | in | | |

F. Menghitung tinggi bucket elevator

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi bucket elevator | = | Ground clearence | + | Tinggi Silo-02 | |
| | = | 16,142 | m | | |
| | = | 52,959 | ft | | |
| | = | 635,508 | in | | |

G. Menghitung jumlah bucket

$$\text{Jumlah bucket} = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{Tinggi satu bucket}}$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| | = | 25,169 | bucket |
| | = | 26 | buket |

**4. Kecepatan Linear**

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Waktu tinggi n bucket | = | Jumlah bucket | x | Waktu tinggal | |
| | = | 0,6088 | menit | | |

$$\text{Kecepatan linear} = \frac{\text{Tinggi bucket elevator}}{\text{waktu tinggal n bucket}}$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| | = | 26,514 | m/menit |

**5. Daya Bucket Elevator**

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| P | = | Tinggi elevator | x | Rasio daya/tinggi | + | Power poros | | |
| | = | 52,959 | ft | x | 0,1 | hp/ft | + | 4,7 hp |
| | = | 10,0 | hp | | | | | |

Jika efisiensi motor 80%, maka:

$$P = \frac{10,0}{0,8} \text{ hp}$$

$$= 12,495 \text{ hp}$$

Maka, daya motor standar yang dipilih berdasarkan Ludwig, hal.625 dipilih:

$$P = 15 \text{ hp}$$

## KESIMPULAN BUCKET ELEVATOR (BE-04)

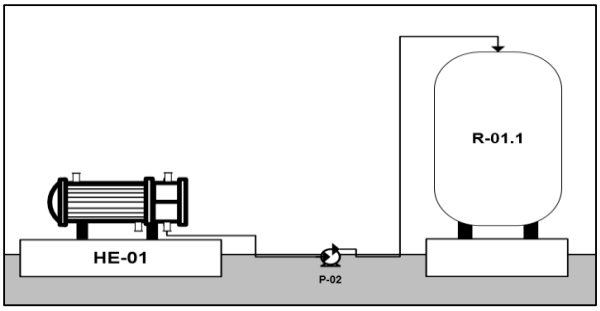
**Fungsi** : Mengangkat produk alumina dari SC-04 menuju Silo-02 (SL-02)
**Jenis** : Centrifugal-discharged Spaced Bucket

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Kapasitas total | = | 55555,556 | kg/jam | | | |
| Panjang bucket ($p_b$) | = | 0,3048 | m | = | 12,0000 | ft |
| Lebar bucket ($l_b$) | = | 0,1778 | m | = | 7,0000 | ft |
| Tinggi bucket ($t_b$) | = | 0,1842 | m | | | |
| Bucket spacing | = | 0,4572 | m | | | |
| Tinggi elevator | = | 16,1419 | m | = | 52,9590 | ft |
| Putaran poros | = | 41 | rpm | | | |
| Daya | = | 15 | hp | | | |
| Rasio daya/tinggi | = | 0,1 | hp/ft | | | |
| Volume bucket | = | 0,0050 | $m^3$ | | | |
| Waktu tinggal | = | 1,4049 | detik | | | |
| Jumlah bucket | = | 26 | | | | |

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

Fungsi : Memompa NaOH 48% dari Mixer (M-01) menuju Reaktor (R-01.1) dan menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 4 atm

Jenis : Centrifugal pump, single stage




## A. Neraca Massa di Sekitar Pompa

| Komp | Input | | | Output | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | kg/j | kmol/j | %wt | kg/j | kmol/j | %wt |
| NaOH | 858,27 | 21,46 | 0,48 | 858,27 | 21,4567 | 48% |
| $H_2O$ | 929,79 | 51,66 | 0,52 | 929,79 | 51,6551 | 52% |
| **Total** | **1788,1** | **73,112** | **100%** | **1788,1** | **73,1** | **100%** |

## B. Kondisi Fisis NaOH

Kondisi penyimpanan:

T = 303,15 K

P = 1 atm

1. Densitas

Densitas liquid : $\rho_i = AB^{-(1-T/T_c)^n}$

Densitas campuran : $\rho_{mix} = \frac{1}{\sum \frac{w_i}{\rho_i}}$

Keterangan :

T = Suhu (K)

Tc = Suhu kritis (K)

n = Koefisien regresi)

wi = Fraksi massa komponen

| Komp | A | B | Tc | n |
|---|---|---|---|---|
| NaOH (l) | 2,E-01 | 1,E-01 | 3,E+03 | 3,E-01 |
| $H_2O$(l) | 3,E-01 | 3,E-01 | 6,E+02 | 3,E-01 |

Menghitung densitas campuran :

| Komp | kg/jam | wi | ρ (g/ml) | wi/ρi |
|---|---|---|---|---|
| NaOH (l) | 858,270 | 0,48 | 1,909,E+00 | 2,514,E-01 |
| $H_2O$(l) | 929,792 | 0,52 | 1,023,E+00 | 5,084,E-01 |
| **Total** | **1788,0615** | **1,00** | | **7,598,E-01** |

Sehingga didapatkan :

$\rho_{mix}$ = 1,316 g/ml
= 82,166 lb/ft$^3$
= 1316,177 kg/m$^3$

2. Viskositas

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$\mu$ = exp ( C1 + C2/T + C3ln (T) + C4T^C5 )

Dimana,

$\mu$ = Viskositas fase cair (paskal.s)
T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air pada suhu penyimpanan = 303,15 K

$\mu$ air = 0,000820 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasumsikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

$\mu$ campuran = 2 x $\mu$ air
= 2 x 0,000820 Pa.s
= 0,001639 Pa.s
= 0,00110152 lb/ft.s
= 3,9655 lb/ft.h
= 1,639 cP
= 0,0016 kg/m.s

3. Kecepatan Massa cairan

$$\text{Laju Volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \quad \frac{\text{kg/jam}}{\text{kg/m}^3}$$

$$= \frac{1788,062}{1316,177}$$

= 1,3585 m$^3$/jam
= 1358,5266 L/jam
= 47,9764 ft$^3$/jam
= 5,9814 gpm

**C. Menentukan Titik Pemompaan**

Titik 1 suction

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi cairan | = | 0,7984 | m | | |
| Tinggi suction head | = | 1,0000 | m | | |
| Tekanan permukaan cairan suction head | = | 1,0000 | atm | = 101325,00 | Pa |

Titik 2 discharge

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi discharge head | = | 6,6227 | m | | |
| Tekanan permukaan cairan discharge head | = | 4,0000 | atm | = 405300,00 | Pa |

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45} (\rho_H)^{0{,}13}$$

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$)
$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :

$Q_H$ = 0,0133 $ft^3/s$
$\rho_H$ = 82,1663 $lb/ft^3$

Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :

Di = 0,99 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 1,00 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 1,32 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 1,049 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 0,864 | $in^2$ |
| | = | 0,00056 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

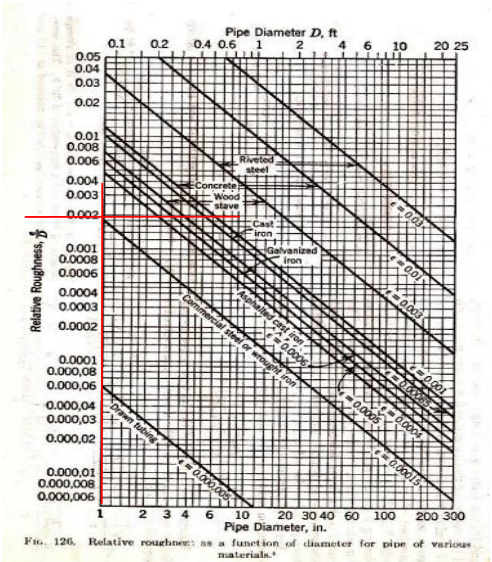
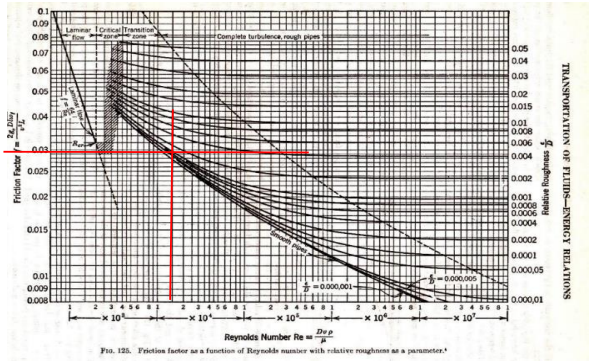


Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]




Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 0,677 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 14483,22

ε/D = 0,002

f = 0,029

## F. Panjang Ekivalen Pipa

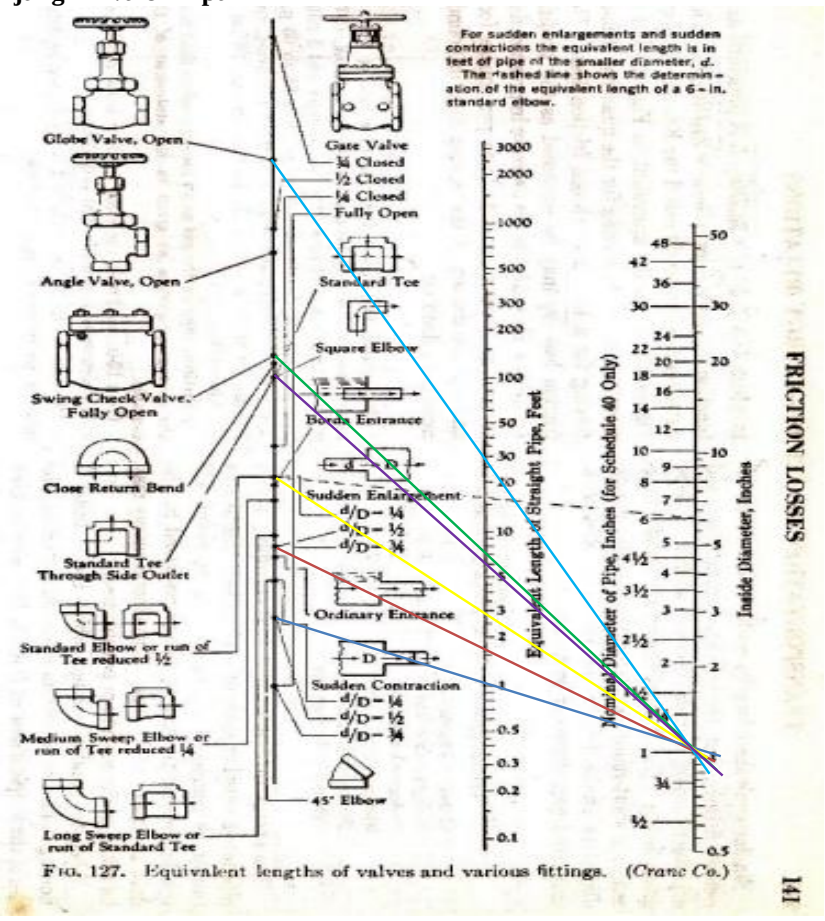



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 1,60 | 1,6 | 0,48768 |
| Sudden Constraction | 1 | 1,00 | 1 | 0,3048 |
| Check Valve | 1 | 6,0 | 6 | 1,8288 |
| Globe Valve | 1 | 30,0 | 30 | 9,144 |
| Elbow | 9 | 2,90 | 26,1 | 7,955 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 85,92 |
| Total Panjang | | | | 105,644 |

**G. Menghitung Head Pompa**

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 23{,}567 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 5{,}623 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 2{,}689 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 31,878 m
= 104,587 ft

## H. Jenis Pompa

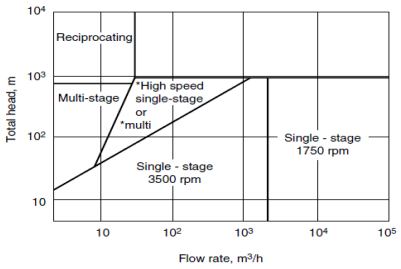



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 1,359 m$^3$/jam
H = 31,878 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 5,98 gpm
H = 104,587 ft
Sehingga :
Ns = 261,7 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Radial-Vane Field*

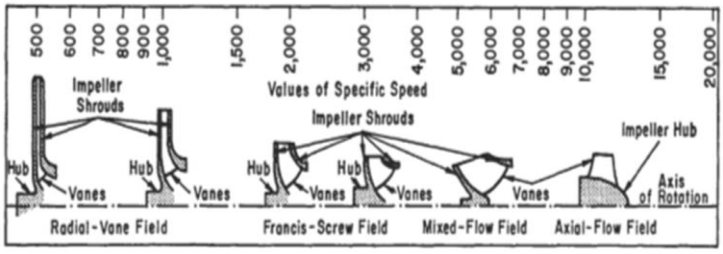



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head (NPSH)

1. NPSH Available

Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :

P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)
ρ = Densitas pada suhu hisap pompa ($kg/m^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction ($N/m^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction ($N/m^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| NaOH | -48,2774 | -2,E+03 | 2,E+01 | 2,964E-11 | -8,751E-07 |
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 30,00 T (K) = 303,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| NaOH | 21,457 | 0,2935 | 3,E-13 | 0,0000 |
| $H_2O$ | 51,655 | 0,7065 | 3,E+01 | 0,0296 |
| Total | 73,112 | 1,0000 | | 0,0296 |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :

f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
ρ = Densitas cairan ($kg/m^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)

Diketahui :

f = 0,029
L = 105,644 m
ID = 0,026645 m
ρ = 1316,18 $kg/m^3$
V = 0,6770 m/s

Sehingga didapatkan :

$P_f$ = 277443,76 $N/m^2$
= 2,7381 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :

| | | | |
|---|---|---|---|
| P | = | 101325,000 | $N/m^2$ |
| H | = | 0,798 | m |
| ρ | = | 1316,177 | $kg/m^3$ |
| $P_v$ | = | 3001,519 | $N/m^2$ |
| $P_f$ | = | 277443,760 | $N/m^2$ |

Sehingga didapatkan :

$NPSH_A$ = 64,707

2. NPSH Required

Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,

N = Kecepatan putaran (rpm)

Q = Kecepatan volume cairan ($m^3$/menit)

Diketahui :

| | | | |
|---|---|---|---|
| N | = | 3500 | rpm |
| Q | = | 0,0226 | $m^3$/menit |

Sehingga didapatkan :

$NPSH_R$ = 0,1884

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

**K. Brake Horse Power (BHP)**

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :

Q = Debit aliran ($m^3$/s)

eff = effisiensi pompa

H = Head pompa (m)

γ = Densitas x percepatan gravitasi

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Q | = | 0,0004 | $m^3$/s |
| eff | = | 70,00% | |
| H | = | 31,8780 | m |
| ρ | = | 1316,18 | $kg/m^3$ |
| g | = | 9,8067 | $m/s^2$ |
| γ | = | 12907,4 | $kg/m^2.s^2$ |

Sehingga didapatkan :

BHP = 221,8 Watt

= 0,2975 hp

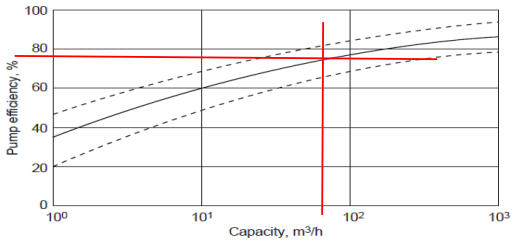



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 0{,}42 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose* ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 0,5 hp

**RINGKASAN POMPA 1 (P-01)**

Fungsi : Memompa NaOH 48% dari Mixer (M-01) menuju Reaktor (R-01.1) dan menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 4 atm

Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

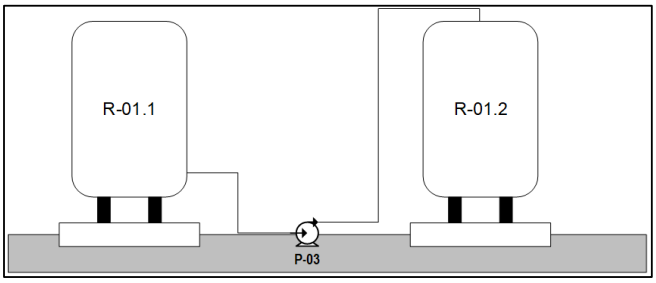
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,0254 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,0335 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,0266 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0006 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 105,644 | m |
| Total head | = | 31,8780 | m |
| BHP | = | 0,29746 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 0,5 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 0,1884 | |
| $NPSH_A$ | = | 64,707 | |

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

Fungsi : Mengalirkan arus keluaran R-01.1 menuju R-01.2
Jenis : Centrifugal pump, single stage




**A. Neraca Massa di Sekitar Pompa**

| Komp | Input | | | Output | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | kg/j | kmol/j | %wt | kg/j | kmol/j | %wt |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 17541,75 | 112,45 | 9,09% | 17541,7 | 112,45 | 9,09% |
| Fe2O3 | 16146,88 | 100,92 | 8,37% | 16146,9 | 100,92 | 8,37% |
| TiO2 | 3229,38 | 40,37 | 1,67% | 3229,4 | 40,37 | 1,67% |
| SiO2 | 8611,67 | 143,53 | 4,46% | 8611,7 | 143,53 | 4,46% |
| NaOH | 9035,88 | 225,90 | 4,68% | 9035,9 | 225,90 | 4,68% |
| $NaAlO_2$ | 65464,21 | 798,34 | 33,93% | 65464,2 | 798,34 | 33,93% |
| $H_2O$ | 72886,88 | 4049,27 | 37,78% | 72886,9 | 4049,27 | 37,78% |
| **Total** | **192917** | **5471** | **1** | **192917** | **5471** | **1** |

**B. Sifat Fisis Umpan**

Kondisi penyimpanan :
T = 413,15 K
P = 4 atm

**Densitas Umpan masuk**

Menghitung densitas campuran:

| Komponen | BM | Input | | ρ ($lb/ft^3$) | xi | xi.ρ | Fv ($ft^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | lb/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 17541,749 | 38672,937 | 249,095 | 0,091 | 22,6 | 155,254 |
| $Fe_2O_3$ | 160 | 16146,881 | 35597,778 | 319,640 | 0,084 | 26,8 | 111,368 |
| $TiO_2$ | 80 | 3229,376 | 7119,556 | 265,951 | 0,017 | 4,45 | 26,770 |
| $SiO_2$ | 60 | 8611,670 | 18985,482 | 195,366 | 0,045 | 8,72 | 97,179 |
| NaOH | 40 | 9035,880 | 19920,705 | 116,196 | 0,047 | 5,44 | 171,440 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 65464,208 | 144323,873 | 62,504 | 0,339 | 21,2 | 2309,049 |
| $H_2O$ | 18 | 72886,878 | 160688,060 | 57,054 | 0,378 | 21,6 | 2816,425 |
| **Total** | | **192916,641** | **425308,391** | **1265,81** | **1** | **111** | **5687,485** |

Sehinga, densitas umpan total:

$$\rho = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

= 74,780 $lb/ft^3$ = 1197,821 $kg/m^3$

**Viskositas Umpan masuk**

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$\mu$ = exp ( C1 + C2/T + C3ln (T) + C4T^C5 )

Dimana,

$\mu$ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air pada suhu masuk Pompa-02 = 413,15 K

$\mu$ air = 0,000193 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasumsikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

$\mu$ campuran = 2 x $\mu$ air

= 2 x 0,000193 Pa.s

= 0,000386 Pa.s

= 0,00025971 lb/ft.s

= 0,9350 lb/ft.h

= 0,386 cP

= 0,0004 kg/m.s

**Kecepatan Massa cairan**

$$\text{Laju Volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa (kg/jam)}}{\text{Densitas } (kg/m^3)}$$

$$= \frac{192916,641}{1197,821}$$

= 161,0563 $m^3$/jam

= 161056,3049 L/jam

= 5687,7034 $ft^3$/jam

= 709,1100 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi cairan | = | 2,4668 | m | | |
| Tinggi suction head | = | 1,0000 | m | | |
| Tekanan permukaan cairan suction head | = | 4,0000 | atm | = 405300,00 | Pa |

Titik 2 discharge

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi discharge head | = | 6,6227 | m | | |
| Tekanan permukaan cairan discharge head | = | 4,0000 | atm | = 405300,00 | Pa |

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45} (\rho_H)^{0{,}13}$$

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$)
$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :

$Q_H$ = 1,5799 $ft^3/s$
$\rho_H$ = 74,7797 $lb/ft^3$

Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :

Di = 8,40 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 10,00 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 10,75 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 10,02 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 78,8 | $in^2$ |
| | = | 0,05084 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

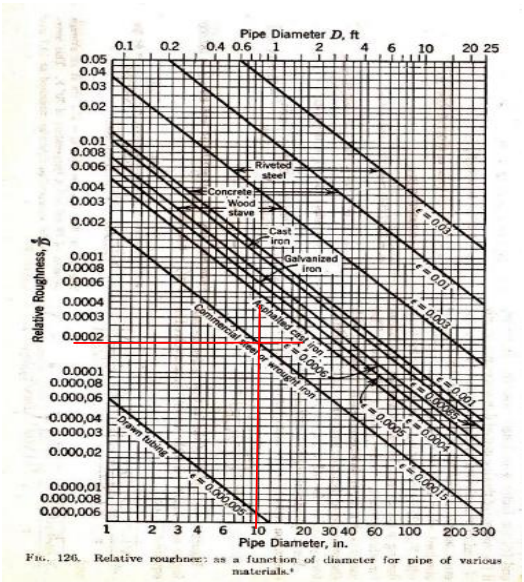



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[3]

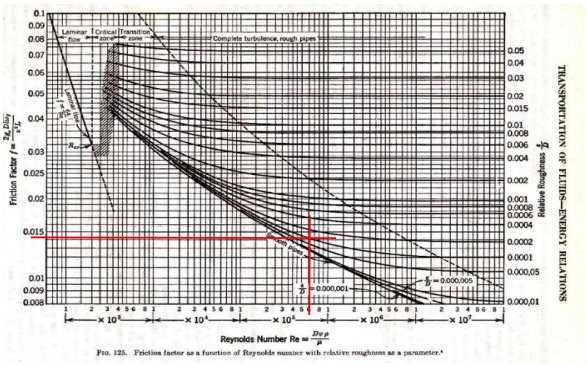



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[1]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 0,880 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 694118,40

ε/D = 0,00019

f = 0,014

## F. Panjang Ekivalen Pipa

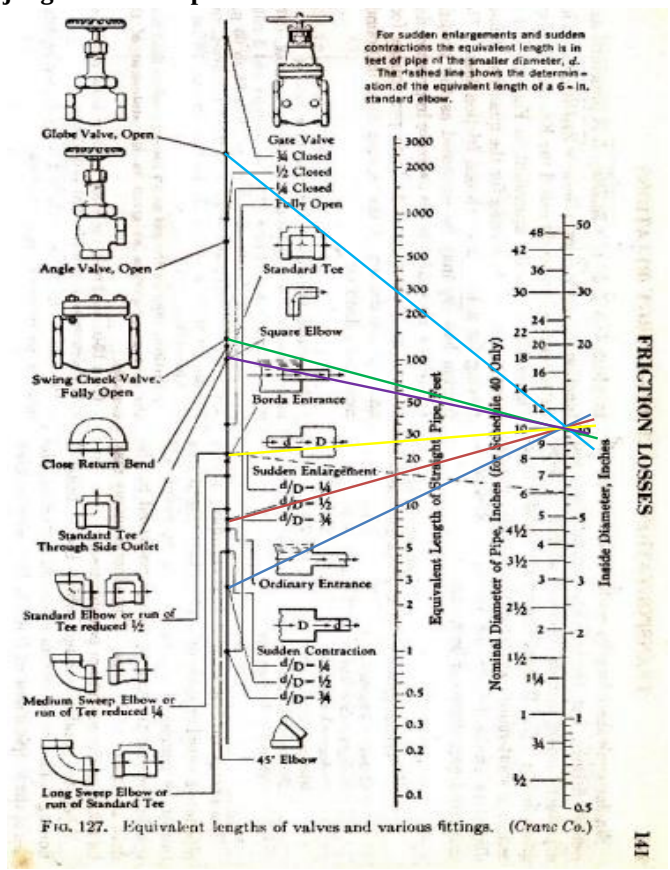



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 16,00 | 16 | 4,8768 |
| Sudden Constraction | 1 | 9,00 | 9 | 2,7432 |
| Check Valve | 1 | 65,0 | 65 | 19,812 |
| Globe Valve | 1 | 290,0 | 290 | 88,392 |
| Elbow | 4 | 25,00 | 100 | 30,48 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 33,72 |
| Total Panjang | | | | 180,023 |

**G. Menghitung Head Pompa**

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 5{,}623 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 0{,}391 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 6,014 m
= 19,731 ft

## H. Jenis Pompa

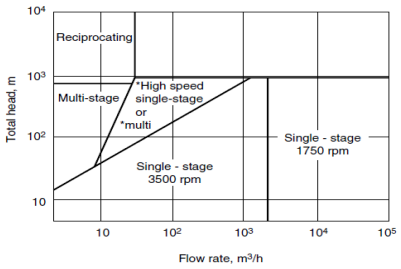



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 161,056 m$^3$/jam
H = 6,014 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku “Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1” Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 709,11 gpm
H = 19,731 ft
Sehingga :
Ns = 9955,6 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Axial-Flow Field*

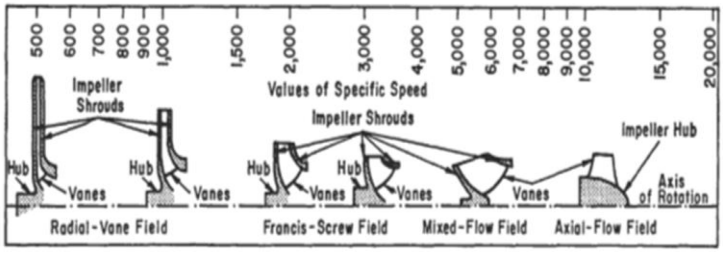



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available

Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :

P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)
ρ = Densitas pada suhu hisap pompa ($kg/m^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction ($N/m^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction ($N/m^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 14,1611 | -2,82E+04 | -7,38E-01 | -3,74E-07 | 2,21E-11 |
| Fe2O3 | 11,5549 | -1,95E+04 | -6,25E-01 | -2,72E-09 | 1,91E-13 |
| TiO2 | -198,8742 | -8,27E+03 | 6,83E+01 | -1,73E-02 | 1,55E-06 |
| SiO2 | -378,521 | 6,55E+03 | 1,32E+02 | -3,58E-02 | 3,42E-06 |
| NaOH | -48,2774 | -2,E+03 | 2,E+01 | 2,964E-11 | -8,751E-07 |
| $NaAlO_2$ | 7,2828 | -5,42E+03 | 1,54E-01 | -2,02E-04 | 3,70E-08 |
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 140,00 T (K) = 413,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 112,45 | 0,0206 | 9,4E-57 | 0,0000 |
| Fe2O3 | 100,92 | 0,0184 | 5,3E-38 | 0,0000 |
| TiO2 | 40,37 | 0,0074 | 8,1E-48 | 0,0000 |
| SiO2 | 143,53 | 0,0262 | 2,8E-32 | 0,0000 |
| NaOH | 225,90 | 0,0413 | 2,3E-09 | 0,0000 |
| $NaAlO_2$ | 798,34 | 0,1459 | 3,1E-06 | 0,0000 |
| $H_2O$ | 4049,27 | 0,7402 | 3,E+03 | 2,6355 |
| Total | 5470,772 | 1,0000 | 3,E+03 | 2,6355 |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :

f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)

ρ = Densitas cairan (kg/$m^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)

Diketahui :
f = 0,014
L = 180,0234 m
ID = 0,254508 m
ρ = 1197,82 kg/$m^3$
V = 0,8800 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 36742,52 N/$m^2$
= 0,3626 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 405300 N/$m^2$
H = 2,4668 m
ρ = 1197,8211 kg/$m^3$
$P_v$ = 267039,224 N/$m^2$
$P_f$ = 36742,52 N/$m^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 87,219

2. NPSH Required
Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,
N = Kecepatan putaran (rpm)
Q = Kecepatan volume cairan ($m^3$/menit)
Diketahui :
N = 3500 rpm
Q = 2,6843 $m^3$/menit
Sehingga didapatkan :
$NPSH_R$ = 4,54772

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

**K. Brake Horse Power (BHP)**

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :
Q = Debit aliran ($m^3$/s)
eff = effisiensi pompa

H = Head pompa (m)
γ = Densitas x percepatan gravitasi

Dari fig. 10.63, "Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design", Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :

Q = 0,0447 $m^3/s$
eff = 78,00%
H = 6,0139 m
ρ = 1197,82 $kg/m^3$
g = 9,8067 $m/s^2$
γ = 11746,7 $kg/m^2.s^2$

Sehingga didapatkan :

BHP = 4051,9 Watt
= 5,4336 hp

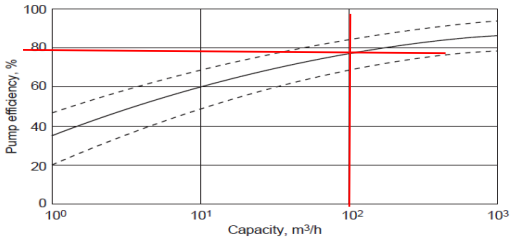



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 6{,}97 \quad hp$$

*Hoursepower Ratings[31] Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 7,5 hp

**RINGKASAN POMPA 2 (P-02)**

Fungsi : Mengalirkan arus keluaran R-01.1 menuju R-01.2
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

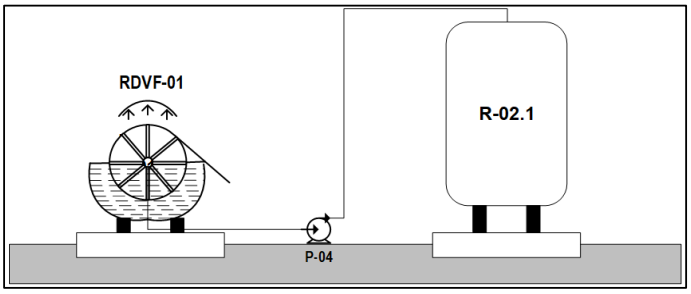
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,2540 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,2731 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,2545 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0508 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 180,023 | m |
| Total head | = | 6,0139 | m |
| BHP | = | 5,43362 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 7,5 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 4,54772 | |
| $NPSH_A$ | = | 87,2192 | |

**POMPA**
**(P-03)**

Fungsi : Mengalirkan arus keluaran filtrat RDVF-01 menuju reaktor R-02.1
Jenis : Centrifugal pump, single stage




**A. Neraca Massa di Sekitar Pompa**

| Komp | Input | | | Output | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | kg/j | kmol/j | %wt | kg/j | kmol/j | %wt |
| NaOH | 480,10 | 12,00 | 0,31% | 480,1 | 12,0 | 0,31% |
| $NaAlO_2$ | 81323,80 | 991,75 | 51,67% | 81323,8 | 991,8 | 51,67% |
| $H_2O$ | 75574,26 | 4198,57 | 48,02% | 75574,3 | 4198,6 | 48,02% |
| **Total** | **157378,2** | **5202,3** | **1,0** | **157378,2** | **5202,3** | **100%** |

**B. Sifat Fisis Umpan**

Kondisi penyimpanan :
T = 333,15 K
P = 1 atm

**Densitas Umpan masuk**

Menghitung densitas campuran:

| Komponen | BM | Input | | ρ ($lb/ft^3$) | xi | xi.ρ | Fv ($ft^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | lb/jam | | | | |
| NaOH | 40 | 480,101 | 1058,442 | 118,378 | 0,003 | 0,36 | 8,941 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81323,798 | 179288,285 | 62,504 | 0,517 | 32,3 | 2868,447 |
| $H_2O$ | 18 | 75574,258 | 166612,719 | 62,107 | 0,480 | 29,8 | 2682,686 |
| **Total** | | **157378,157** | **346959,446** | **242,99** | **1,00** | **62,5** | **5560,074** |

Sehinga, densitas umpan total:

$$\rho = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

= 62,402 $lb/ft^3$ = 999,554 $kg/m^3$

**Viskositas Umpan masuk**

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$\mu$ = exp ( C1 + C2/T + C3ln (T) + C4T^C5 )

Dimana,

μ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air pada suhu masuk Pompa-02 = 333,15 K

μ air = 0,000474 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasumsikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

μ campuran = 2 x μ air
= 2 x 0,000474 Pa.s
= 0,000948 Pa.s
= 0,0006373 lb/ft.s
= 2,2943 lb/ft.h
= 0,948 cP
= 0,0009 kg/m.s

**Kecepatan Massa cairan**

$$\text{Laju Volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \quad \frac{\text{kg/jam}}{\text{kg/m}^3}$$

$$= \frac{157378,157}{999,554}$$

= 157,4483 $m^3$/jam
= 157448,3250 L/jam
= 5560,2876 $ft^3$/jam
= 693,2245 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi cairan | = | 1,0000 | m | | | |
| Tinggi suction head | = | 1,0000 | m | | | |
| Tekanan permukaan cairan suction head | = | 1,0000 | atm | = | 101325,00 | Pa |

Titik 2 discharge

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi discharge head | = | 4,8174 | m | | | |
| Tekanan permukaan cairan discharge head | = | 1,0000 | atm | = | 101325,00 | Pa |

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0,45} (\rho_H)^{0,13}$$

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)

$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3$/s)

$\rho_H$ = Densitas cairan (lb/$ft^3$)

Data-data yang diperlukan :

$Q_H$ = 1,5445 $ft^3/s$

$\rho_H$ = 62,4019 $lb/ft^3$

Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :

Di = 8,12 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 10,00 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 10,75 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 10,02 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 78,8 | $in^2$ |
| | = | 0,05084 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

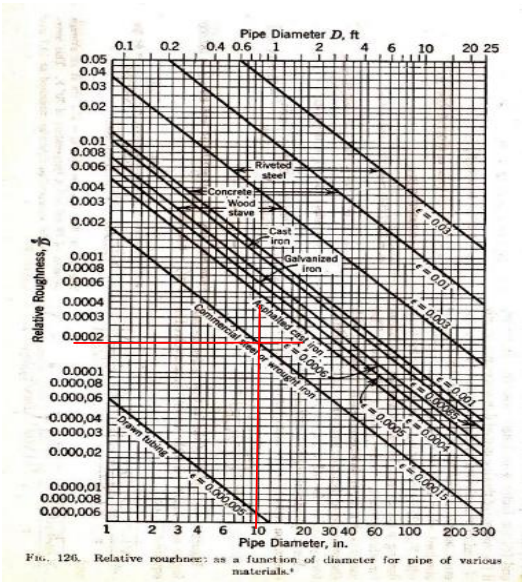



Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.

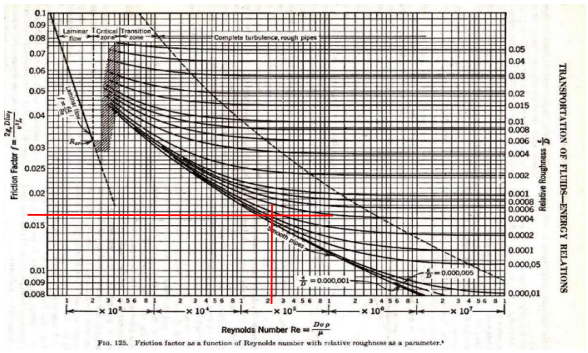



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 0,860 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 230755,73

ε/D = 0,00019

f = 0,0152

**F. Panjang Ekivalen Pipa**

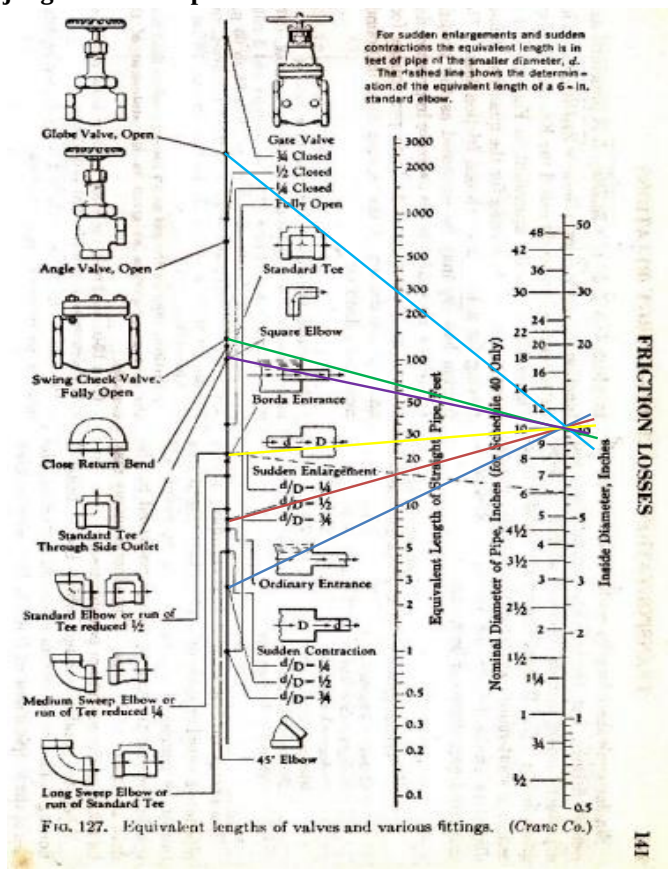



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 16,00 | 16 | 4,8768 |
| Sudden Constraction | 1 | 9,00 | 9 | 2,7432 |
| Check Valve | 1 | 65,0 | 65 | 19,812 |
| Globe Valve | 1 | 290,0 | 290 | 88,392 |
| Elbow | 4 | 25,00 | 100 | 30,48 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 23,59 |
| Total Panjang | | | | 169,894 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 3{,}817 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 0{,}383 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 4,201 m
= 13,781 ft

## H. Jenis Pompa

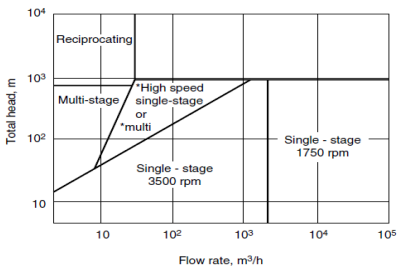



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 157,448 $m^3$/jam
H = 4,201 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 693,22 gpm
H = 13,781 ft
Sehingga :
Ns = 12883,6 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Axial-Flow Field*

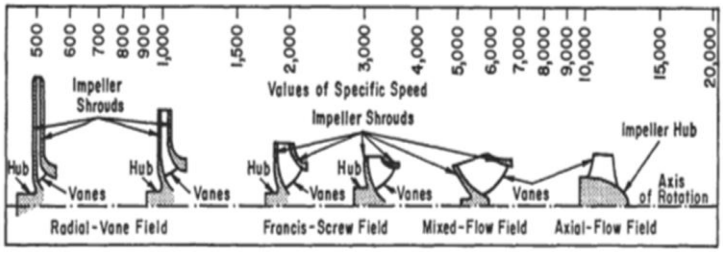



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available
   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :
P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| NaOH | -48,2774 | -2,E+03 | 2,E+01 | 2,964E-11 | -8,751E-07 |
| $NaAlO_2$ | 7,2828 | -5,42E+03 | 1,54E-01 | -2,02E-04 | 3,70E-08 |
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 60 T (K) = 333,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| NaOH | 12,00 | 0,0023 | 5,1E-12 | 0,0000 |
| $NaAlO_2$ | 991,75 | 0,1906 | 2,2E-09 | 0,0000 |
| $H_2O$ | 4198,57 | 0,8071 | 1,E+02 | 0,1588 |
| Total | 5202,326 | 1,0000 | 1,E+02 | 0,1588 |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)

Diketahui :
f = 0,0152
L = 169,8942 m
ID = 0,254508 m
$\rho$ = 999,55 kg/m$^3$
V = 0,8603 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 30024,04 N/m$^2$
= 0,2963 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 101325 N/m$^2$
H = 1,0000 m
$\rho$ = 999,5543 kg/m$^3$
$P_v$ = 16094,526 N/m$^2$

$P_f$ = 30024,04 N/m$^2$

Sehingga didapatkan :

$NPSH_A$ = 56,231

2. NPSH Required

Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,

N = Kecepatan putaran (rpm)

Q = Kecepatan volume cairan (m$^3$/menit)

Diketahui :

N = 3500 rpm

Q = 2,6241 m$^3$/menit

Sehingga didapatkan :

$NPSH_R$ = 4,479546

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

**K. Brake Horse Power (BHP)**

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :

Q = Debit aliran (m$^3$/s)

eff = effisiensi pompa

H = Head pompa (m)

γ = Densitas x percepatan gravitasi

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :

Q = 0,0437 m$^3$/s

eff = 78,00%

H = 4,2006 m

ρ = 999,55 kg/m$^3$

g = 9,8067 m/s$^2$

γ = 9802,3 kg/m$^2$.s$^2$

Sehingga didapatkan :

BHP = 2308,8 Watt

= 3,0961 hp

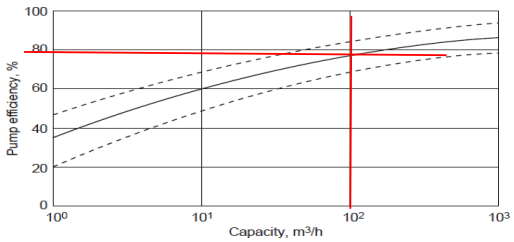



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 3{,}969 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 5 hp

**RINGKASAN POMPA 3 (P-03)**

Fungsi : Mengalirkan arus keluaran filtrat RDVF-01 menuju reaktor R-02.1
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

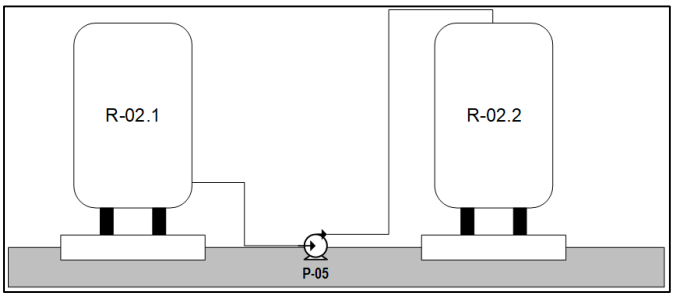
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,2540 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,2731 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,2545 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0508 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 169,894 | m |
| Total head | = | 4,2006 | m |
| BHP | = | 3,09608 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 5 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 4,47955 | |
| $NPSH_A$ | = | 56,231 | |

**POMPA**
**(P-04)**

Fungsi : Mengalirkan arus keluaran R-02.1 menuju R-02.2
Jenis : Centrifugal pump, single stage




**A. Neraca Massa di Sekitar Pompa**

| Komp | Input | | | Output | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | kg/j | kmol/j | %wt | kg/j | kmol/j | %wt |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 69621,11 | 446,29 | 44,24% | 69621,1 | 446,29 | 44,24% |
| NaOH | 36183,23 | 904,58 | 22,99% | 36183,2 | 904,58 | 22,99% |
| $NaAlO_2$ | 8132,38 | 99,18 | 5,17% | 8132,4 | 99,18 | 5,17% |
| $H_2O$ | 43441,44 | 2413,41 | 27,60% | 43441,4 | 2413,41 | 27,60% |
| **Total** | **157378,2** | **3863,5** | **1,0** | **157378,2** | **3863,5** | **1,0** |

**B. Sifat Fisis Umpan**

Kondisi penyimpanan :
T = 333,15 K
P = 1 atm

**Densitas Umpan masuk**

Menghitung densitas campuran:

| Komponen | BM | Input | | ρ (lb/ft$^3$) | xi | xi.ρ | Fv (ft$^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | lb/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 69621,105 | 153488,264 | 249,095 | 0,442 | 110 | 616,184 |
| NaOH | 40 | 36183,232 | 79770,373 | 118,378 | 0,230 | 27,2 | 673,862 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 8132,380 | 17928,829 | 62,504 | 0,052 | 3,23 | 286,845 |
| $H_2O$ | 18 | 43441,440 | 95771,981 | 62,107 | 0,276 | 17,1 | 1542,056 |
| **Total** | | **157378,157** | **346959,446** | **492,08** | **1,00** | **158** | **3118,946** |

Sehinga, densitas umpan total:

$$\rho = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

= 111,243 lb/ft$^3$ = 1781,883 kg/m$^3$

**Viskositas Umpan masuk**

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

$\mu$ = exp ( C1 + C2/T + C3ln (T) + C4T^C5 )

Dimana,

$\mu$ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air pada suhu masuk Pompa-02 = 333,15 K

$\mu$ air = 0,000474 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasumsikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

$\mu$ campuran = 2 x $\mu$ air

= 2 x 0,000474 Pa.s

= 0,000948 Pa.s

= 0,0006373 lb/ft.s

= 2,2943 lb/ft.h

= 0,948 cP

= 0,0009 kg/m.s

**Kecepatan Massa cairan**

$$\text{Laju Volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \quad \frac{\text{kg/jam}}{\text{kg/m}^3}$$

$$= \frac{157378,157}{1781,883}$$

= 88,3213 $m^3$/jam

= 88321,2807 L/jam

= 3119,0660 $ft^3$/jam

= 388,8671 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi cairan | = | 2,5845 | m | | | |
| Tinggi suction head | = | 1,0000 | m | | | |
| Tekanan permukaan cairan suction head | = | 1,0000 | atm | = | 101325,00 | Pa |

Titik 2 discharge

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi discharge head | = | 4,8174 | m | | | |
| Tekanan permukaan cairan discharge head | = | 1,0000 | atm | = | 101325,00 | Pa |

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0,45} (\rho_H)^{0,13}$$

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)

$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$)
$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :
$Q_H$ = 0,8664 $ft^3/s$
$\rho_H$ = 111,243 $lb/ft^3$
Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :
Di = 6,75 in
Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.
Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size*, Nps | = | 8,00 | in |
| *Schedule Number*, Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter*, OD | = | 8,625 | in |
| *Inside Diameter*, ID | = | 7,981 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 50 | $in^2$ |
| | = | 0,03226 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.
Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

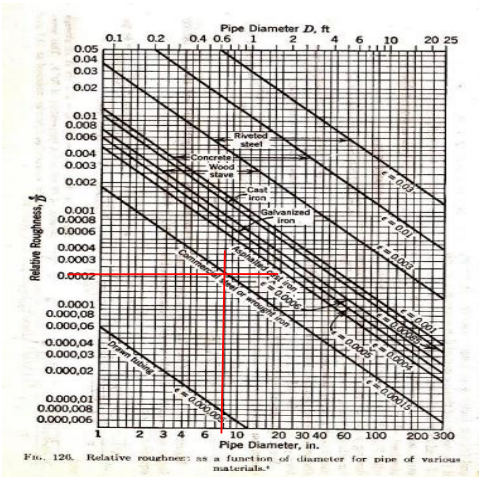


Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[1]

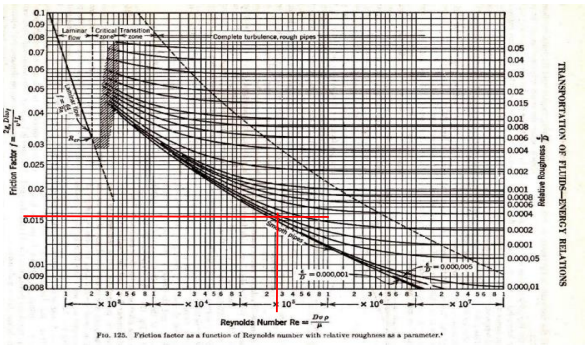


Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[1]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 0,761 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 289666,52

ε/D = 0,0002

f = 0,0152

**F. Panjang Ekivalen Pipa**

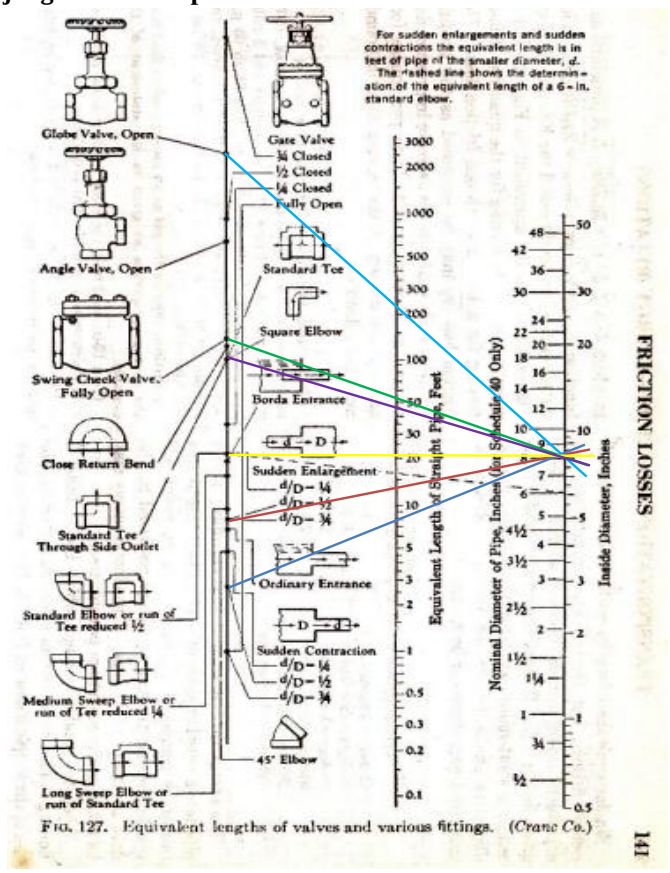



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 14,00 | 14 | 4,2672 |
| Sudden Constraction | 1 | 8,00 | 8 | 2,4384 |
| Check Valve | 1 | 50,0 | 50 | 15,24 |
| Globe Valve | 1 | 230,0 | 230 | 70,104 |
| Elbow | 4 | 21,00 | 84 | 25,6032 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 29,62 |
| Total Panjang | | | | 147,275 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 3{,}817 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 0{,}326 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 4,143 m
= 13,594 ft

## H. Jenis Pompa

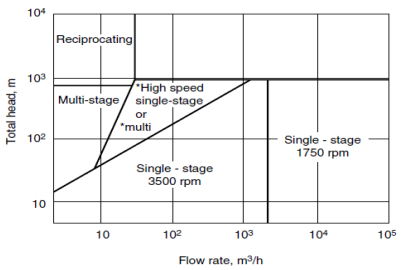



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 88,321 $m^3$/jam
H = 4,143 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 388,87 gpm
H = 13,594 ft
Sehingga :
Ns = 9749,2 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Axial-Flow Field*

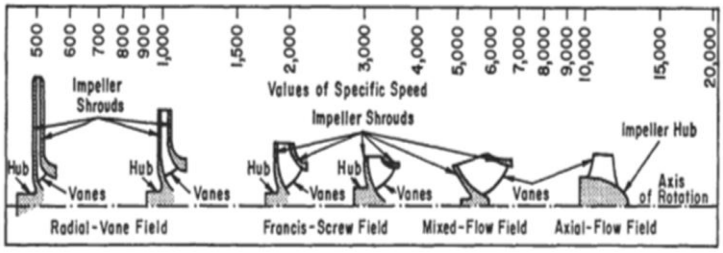



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available
   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :
P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 14,1611 | -2,82E+04 | -7,38E-01 | -3,74E-07 | 2,21E-11 |
| NaOH | -48,2774 | -2,E+03 | 2,E+01 | 2,964E-11 | -8,751E-07 |
| $NaAlO_2$ | 7,2828 | -5,42E+03 | 1,54E-01 | -2,02E-04 | 3,70E-08 |
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 60,00 T (K) = 333,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 446,29 | 0,1155 | 4,5E-73 | 0,0000 |
| NaOH | 904,58 | 0,2341 | 5,1E-12 | 0,0000 |
| $NaAlO_2$ | 99,18 | 0,0257 | 2,2E-09 | 0,0000 |
| $H_2O$ | 2413,41 | 0,6247 | 1,E+02 | 0,1229 |
| Total | 3863,459 | 1,0000 | 1,E+02 | 0,1229 |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)

Diketahui :
f = 0,0152
L = 147,275 m
ID = 0,202717 m
$\rho$ = 1781,88 kg/m$^3$
V = 0,7605 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 45527,08 N/m$^2$
= 0,4493 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 101325 N/m$^2$
H = 2,5845 m

ρ = 1781,8826 kg/m$^3$
$P_v$ = 12457,469 N/m$^2$
$P_f$ = 45527,08 N/m$^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 26,907

2. NPSH Required
Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,
N = Kecepatan putaran (rpm)
Q = Kecepatan volume cairan (m$^3$/menit)
Diketahui :
N = 3500 rpm
Q = 1,4720 m$^3$/menit
Sehingga didapatkan :
$NPSH_R$ = 3,046858

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

**K. Brake Horse Power (BHP)**

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :
Q = Debit aliran (m$^3$/s)
eff = effisiensi pompa
H = Head pompa (m)
γ = Densitas x percepatan gravitasi

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :
Q = 0,0245 m$^3$/s
eff = 78,00%
H = 4,1433 m
ρ = 1781,88 kg/m$^3$
g = 9,8067 m/s$^2$
γ = 17474,4 kg/m$^2$.s$^2$
Sehingga didapatkan :
BHP = 2277,3 Watt
= 3,0539 hp



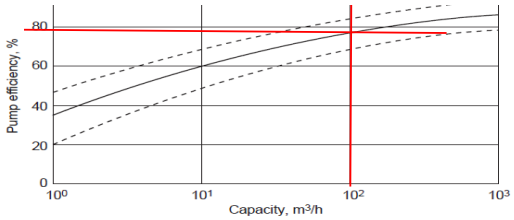



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 3{,}915 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings[31] Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 5 hp

**RINGKASAN POMPA 4 (P-04)**

Fungsi : Mengalirkan arus keluaran R-02.1 menuju R-02.2
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

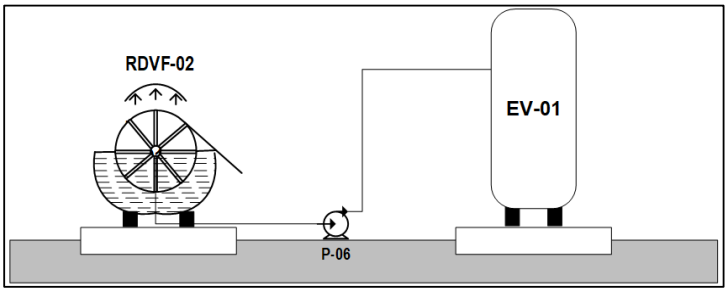
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,2032 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,2191 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,2027 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0323 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 147,275 | m |
| Total head | = | 4,1433 | m |
| BHP | = | 3,0539 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 5 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 3,04686 | |
| $NPSH_A$ | = | 26,9074 | |

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

Fungsi : Mengalirkan arus keluaran Filtrat RDVF-01 menuju Evaporator (EV-01)
Jenis : Centrifugal pump, single stage




**A. Neraca Massa di Sekitar Pompa**

| Komp | Input | | | Output | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | kg/j | kmol/j | %wt | kg/j | kmol/j | %wt |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 77,28 | 0,50 | 0,08% | 77,3 | 0,50 | 0,08% |
| NaOH | 40110,58 | 1002,76 | 41,29% | 40110,6 | 1002,76 | 41,29% |
| $NaAlO_2$ | 81,32 | 0,99 | 0,08% | 81,3 | 0,99 | 0,08% |
| $H_2O$ | 56878,34 | 3159,91 | 58,55% | 56878,3 | 3159,91 | 58,55% |
| **Total** | **97147,5** | **4164,2** | **1,0** | **97147,5** | **4164,2** | **1,0** |

**B. Sifat Fisis Umpan**

Kondisi penyimpanan :
T = 333,15 K
P = 1 atm

**Densitas Umpan masuk**

Menghitung densitas campuran:

| Komponen | BM | Input | | ρ (lb/ft$^3$) | xi | xi.ρ | Fv (ft$^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | lb/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77,279 | 170,372 | 249,095 | 0,001 | 0,2 | 0,684 |
| NaOH | 40 | 40110,577 | 88428,685 | 118,378 | 0,413 | 48,9 | 747,003 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,324 | 179,288 | 62,504 | 0,001 | 0,05 | 2,868 |
| $H_2O$ | 18 | 56878,338 | 125395,272 | 62,107 | 0,585 | 36,4 | 2019,030 |
| **Total** | | **97147,518** | **214173,617** | **492,08** | **1,00** | **85,5** | **2769,585** |

Sehinga, densitas umpan total:

$$\rho = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

$$= 77{,}331 \text{ lb/ft}^3 = 1238{,}681 \text{ kg/m}^3$$

**Viskositas Umpan masuk**

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

μ = exp ( C1 + C2/T + C3ln (T) + C4T^C5 )

Dimana,

μ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air pada suhu masuk Pompa-02 = 333,15 K

μ air = 0,000474 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasumsikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

μ campuran = 2 x μ air
= 2 x 0,000474 Pa.s
= 0,000948 Pa.s
= 0,0006373 lb/ft.s
= 2,2943 lb/ft.h
= 0,948 cP
= 0,0009 kg/m.s

**Kecepatan Massa cairan**

$$\text{Laju Volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}} \quad \frac{\text{kg/jam}}{\text{kg/m}^3}$$

$$= \frac{97147,518}{1238,681}$$

= 78,4282 $m^3$/jam
= 78428,1908 L/jam
= 2769,6916 $ft^3$/jam
= 345,3091 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi cairan | = | 1,0000 | m | | | |
| Tinggi suction head | = | 1,0000 | m | | | |
| Tekanan permukaan cairan suction head | = | 1,0000 | atm | = | 101325,00 | Pa |

Titik 2 discharge

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi discharge head | = | 11,8518 | m | | | |
| Tekanan permukaan cairan discharge head | = | 1,0000 | atm | = | 101325,00 | Pa |

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0,45} (\rho_H)^{0,13}$$

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)

$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$)
$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :
$Q_H$ = 0,7694 $ft^3/s$
$\rho_H$ = 77,331 $lb/ft^3$
Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :
Di = 6,10 in
Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.
Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size*, Nps | = | 8,00 | in |
| *Schedule Number*, Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter*, OD | = | 8,625 | in |
| *Inside Diameter*, ID | = | 7,981 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 50 | $in^2$ |
| | = | 0,03226 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.
Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

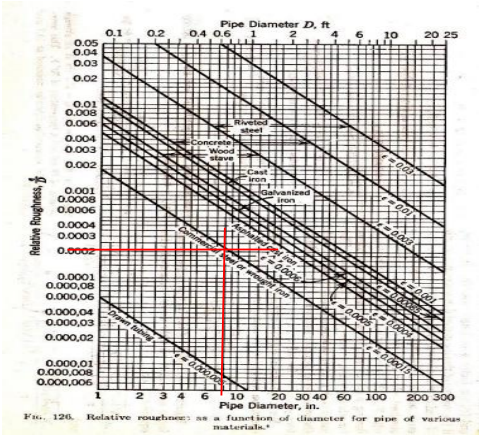


FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

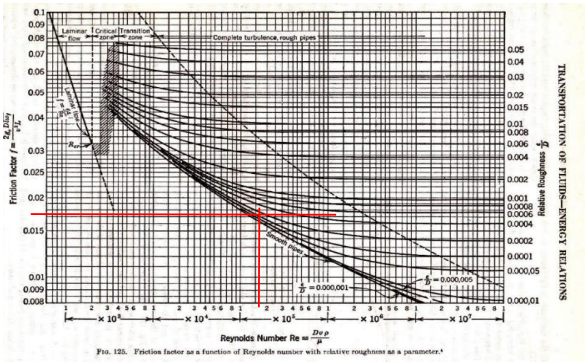


FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 0,675 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 178807,43

ε/D = 0,0002

f = 0,0153

**F. Panjang Ekivalen Pipa**

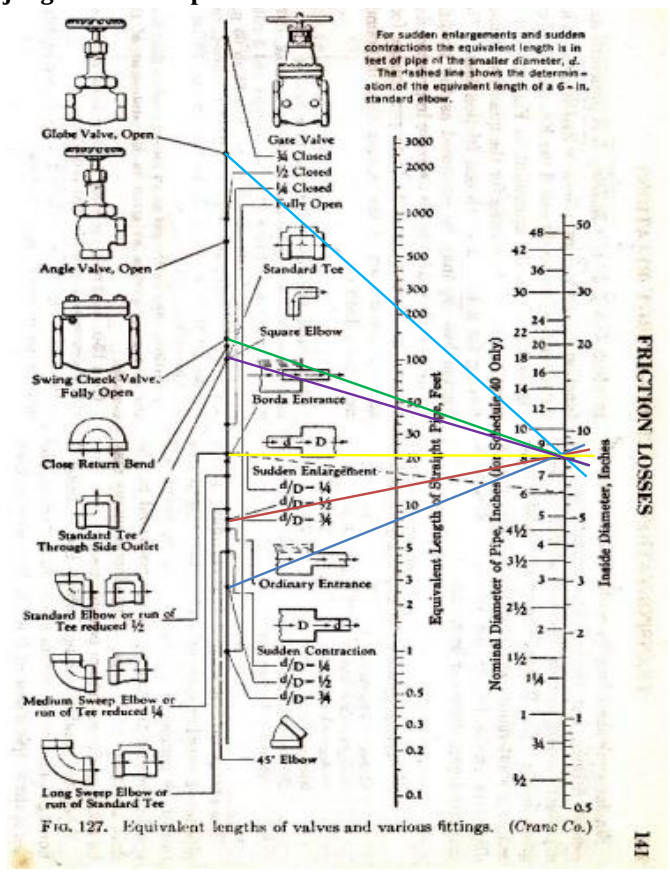



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 14,00 | 14 | 4,2672 |
| Sudden Constraction | 1 | 8,00 | 8 | 2,4384 |
| Check Valve | 1 | 50,0 | 50 | 15,24 |
| Globe Valve | 1 | 230,0 | 230 | 70,104 |
| Elbow | 6 | 21,00 | 126 | 38,4048 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 55,83 |
| Total Panjang | | | | 186,286 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 10{,}852 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 0{,}327 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 11,179 m
= 36,676 ft

## H. Jenis Pompa

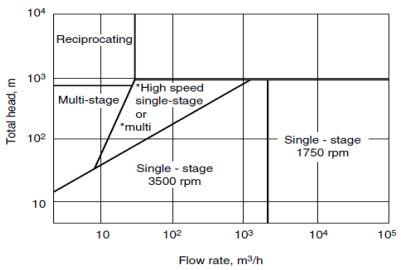



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 78,428 $m^3$/jam
H = 11,179 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 345,31 gpm
H = 36,676 ft
Sehingga :
Ns = 4364,0 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Mixed-Flow Field*

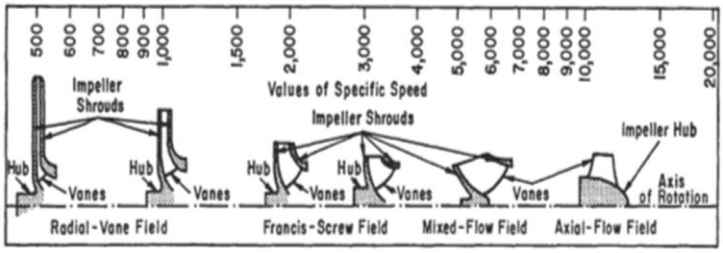



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available
   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :
P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 14,1611 | -2,82E+04 | -7,38E-01 | -3,74E-07 | 2,21E-11 |
| NaOH | -48,2774 | -2,E+03 | 2,E+01 | 2,964E-11 | -8,751E-07 |
| $NaAlO_2$ | 7,2828 | -5,42E+03 | 1,54E-01 | -2,02E-04 | 3,70E-08 |
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 60,00 T (K) = 333,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 0,50 | 0,0001 | 4,5E-73 | 0,0000 |
| NaOH | 1002,76 | 0,2408 | 5,1E-12 | 0,0000 |
| $NaAlO_2$ | 0,99 | 0,0002 | 2,2E-09 | 0,0000 |
| $H_2O$ | 3159,91 | 0,7588 | 1,E+02 | 0,1493 |
| Total | 4164,159 | 1,0000 | 1,E+02 | 0,1493 |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)

Diketahui :
f = 0,0153
L = 186,2859 m
ID = 0,202717 m
$\rho$ = 1238,68 kg/m$^3$
V = 0,6754 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 31773,33 N/m$^2$
= 0,3136 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 101325 N/m$^2$
H = 1,0000 m

ρ = 1238,6811 kg/m$^3$
$P_v$ = 15132,874 N/m$^2$
$P_f$ = 31773,33 N/m$^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 44,933

2. NPSH Required
Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,
N = Kecepatan putaran (rpm)
Q = Kecepatan volume cairan (m$^3$/menit)
Diketahui :
N = 3500 rpm
Q = 1,3071 m$^3$/menit
Sehingga didapatkan :
$NPSH_R$ = 2,81486

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

**K. Brake Horse Power (BHP)**
Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :
Q = Debit aliran (m$^3$/s)
eff = effisiensi pompa
H = Head pompa (m)
γ = Densitas x percepatan gravitasi

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :
Q = 0,0218 m$^3$/s
eff = 79,00%
H = 11,1789 m
ρ = 1238,68 kg/m$^3$
g = 9,8067 m/s$^2$
γ = 12147,4 kg/m$^2$.s$^2$

Sehingga didapatkan :
BHP = 3744,8 Watt
= 5,0218 hp

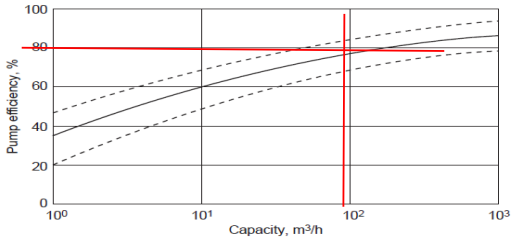



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 6{,}357 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 7,5 hp

**RINGKASAN POMPA 5 (P-05)**

Fungsi : Mengalirkan arus keluaran Filtrat RDVF-01 menuju Evaporator (EV-01)
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,2032 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,2191 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,2027 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0323 | $m^2$ |

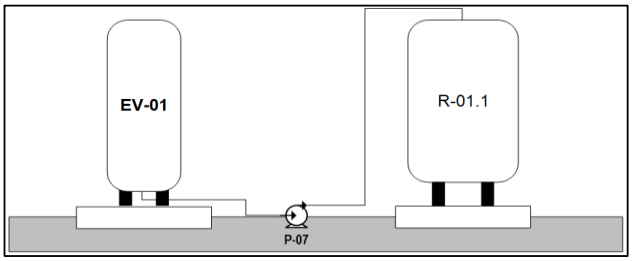
**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 186,286 | m |
| Total head | = | 11,1789 | m |
| BHP | = | 5,02182 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 7,5 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 2,81486 | |
| $NPSH_A$ | = | 44,9329 | |

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

Fungsi : Mengalirkan arus keluaran Evaportor (EV-01) menuju Reaktor (R-01.1) dan menaikkan tekanan dari 1 atm ke 4 atm

Jenis : Centrifugal pump, single stage




**A. Neraca Massa di Sekitar Pompa**

| Komp | Input | | | Output | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | kg/j | kmol/j | %wt | kg/j | kmol/j | %wt |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 77,28 | 0,50 | 0,09% | 77,3 | 0,50 | 0,09% |
| NaOH | 40110,58 | 1002,76 | 48,05% | 40110,6 | 1002,76 | 48,05% |
| $NaAlO_2$ | 81,32 | 0,99 | 0,10% | 81,3 | 0,99 | 0,10% |
| $H_2O$ | 43213,53 | 2400,75 | 51,76% | 43213,5 | 2400,75 | 51,76% |
| **Total** | **83482,7** | **3405,0** | **1,0** | **83482,7** | **3405,0** | **1,0** |

**B. Sifat Fisis Umpan**

Kondisi penyimpanan :

T = 391,48 K

P = 1 atm

**Densitas Umpan masuk**

Menghitung densitas campuran:

| Komponen | BM | Input | | ρ ($lb/ft^3$) | xi | xi.ρ | Fv ($ft^3$/jam) |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | kg/jam | lb/jam | | | | |
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 156 | 77,279 | 170,372 | 249,095 | 0,001 | 0,23 | 0,684 |
| NaOH | 40 | 40110,577 | 88428,685 | 116,789 | 0,480 | 56,1 | 757,169 |
| $NaAlO_2$ | 82 | 81,324 | 179,288 | 62,504 | 0,001 | 0,06 | 2,868 |
| $H_2O$ | 18 | 43213,529 | 95269,523 | 58,487 | 0,518 | 30,3 | 1628,902 |
| **Total** | | **83482,709** | **184047,868** | **486,87** | **1,00** | **86,7** | **2389,624** |

Sehinga, densitas umpan total:

$$\rho = \frac{\text{Massa}}{\text{Volume}}$$

= 77,020 $lb/ft^3$ = 1233,700 $kg/m^3$

**Viskositas Umpan masuk**

Dari "Chemial Engineering Handbook, Perry's (8th) untuk menghitung viskositas digunakan persamaan data berikut:

μ = exp ( C1 + C2/T + C3ln (T) + C4T^C5 )

Dimana,

μ = Viskositas fase cair (paskal.s)

T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | C1 | C2 | C3 | C4 | C5 |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -52,843 | 3703,6 | 5,866 | -5,879E-29 | 10 |

Menghitung viskositas air pada suhu masuk Pompa-02 = 391,48 K

μ air = 0,000232 Pa.s

Berdasarkan (Kern, halaman 161), Viskositas garam atau padatan dalam campuran diasumsikan dua kali viskositas air pada campuran, sehingga:

μ campuran = 2 x μ air
= 2 x 0,000232 Pa.s
= 0,000464 Pa.s
= 0,00031208 lb/ft.s
= 1,1235 lb/ft.h
= 0,464 cP
= 0,0005 kg/m.s

**Kecepatan Massa cairan**

$$\text{Laju Volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}\ \text{kg/jam}}{\text{Densitas}\ \text{kg/m}^3} = \frac{83482{,}709}{1233{,}700}$$

= 67,6686 $m^3$/jam
= 67668,5696 L/jam
= 2389,7155 $ft^3$/jam
= 297,9359 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi cairan | = | 1,0000 | m | | | |
| Tinggi suction head | = | 1,0000 | m | | | |
| Tekanan permukaan cairan suction head | = | 1,0000 | atm | = | 101325,00 | Pa |

Titik 2 discharge

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi discharge head | = | 6,6227 | m | | | |
| Tekanan permukaan cairan discharge head | = | 4,0000 | atm | = | 405300,00 | Pa |

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45} (\rho_H)^{0{,}13}$$

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)

$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$)
$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :
$Q_H$ = 0,6638 $ft^3/s$
$\rho_H$ = 77,020 $lb/ft^3$
Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :
Di = 5,70 in
Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.
Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size*, Nps | = | 6,00 | in |
| *Schedule Number*, Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter*, OD | = | 6,625 | in |
| *Inside Diameter*, ID | = | 6,065 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 28,9 | $in^2$ |
| | = | 0,01865 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.
Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

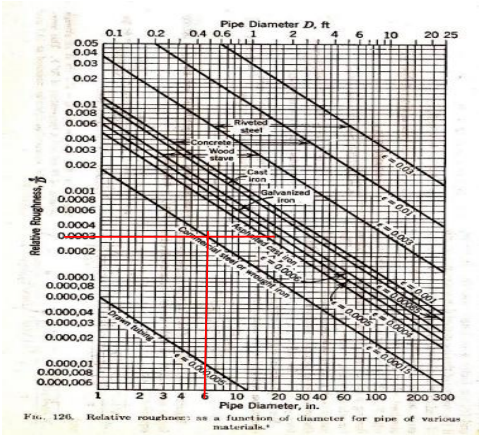


Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

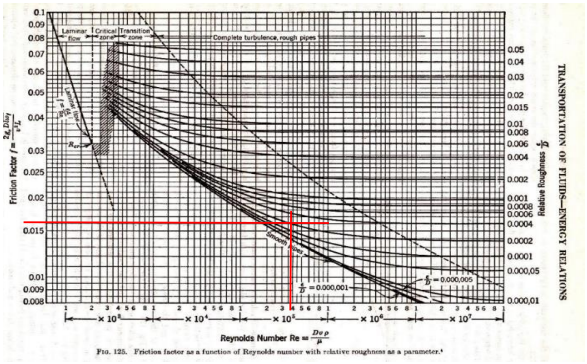


Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 1,008 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 412550,08

ε/D = 0,0003

f = 0,0152

**F. Panjang Ekivalen Pipa**

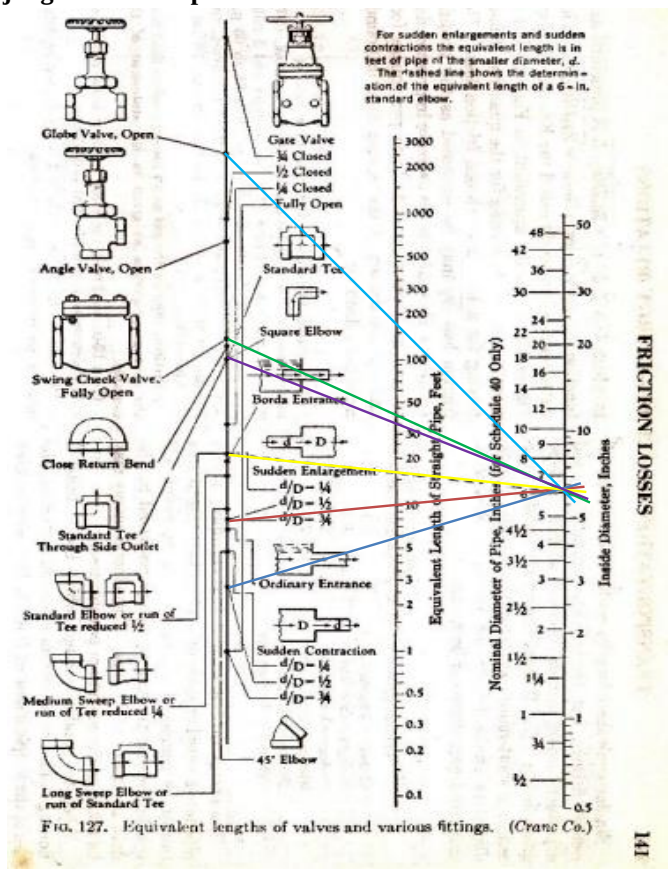



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 10,00 | 10 | 3,048 |
| Sudden Constraction | 1 | 5,50 | 5,5 | 1,6764 |
| Check Valve | 1 | 40,0 | 40 | 12,192 |
| Globe Valve | 1 | 160,0 | 160 | 48,768 |
| Elbow | 9 | 16,00 | 144 | 43,8912 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 69,68 |
| Total Panjang | | | | 179,253 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 25{,}142 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 5{,}623 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 0{,}917 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 31,682 m
= 103,943 ft

## H. Jenis Pompa

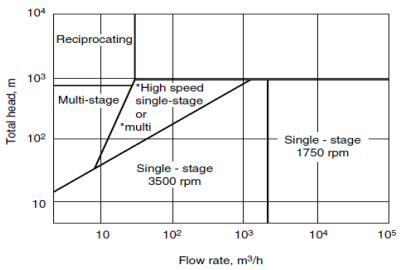



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 67,669 $m^3$/jam
H = 31,682 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 297,94 gpm
H = 103,943 ft
Sehingga :
Ns = 1855,8 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Francis-Screw Field*

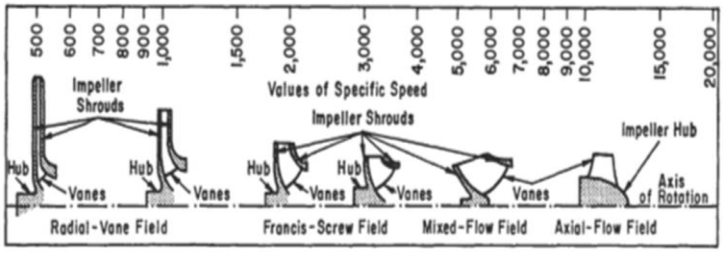



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available
   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :
P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 14,1611 | -2,82E+04 | -7,38E-01 | -3,74E-07 | 2,21E-11 |
| NaOH | -48,2774 | -2,E+03 | 2,E+01 | 2,964E-11 | -8,751E-07 |
| $NaAlO_2$ | 7,2828 | -5,42E+03 | 1,54E-01 | -2,02E-04 | 3,70E-08 |
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 118,33 T (K) = 391,48

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $Al_2O_3.3H_2O$ | 0,50 | 0,0001 | 1,6E-60 | 0,0000 |
| NaOH | 1002,76 | 0,2945 | 5,3E-10 | 0,0000 |
| $NaAlO_2$ | 0,99 | 0,0003 | 5,8E-07 | 0,0000 |
| $H_2O$ | 2400,75 | 0,7051 | 1,E+03 | 1,3087 |
| Total | 3405,003 | 1,0000 | 1,E+03 | 1,3087 |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)

Diketahui :
f = 0,0152
L = 179,2532 m
ID = 0,154051 m
$\rho$ = 1233,70 kg/m$^3$
V = 1,0081 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 88705,84 N/m$^2$
= 0,8755 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 101325 N/m$^2$
H = 1,0000 m

ρ = 1233,6999 kg/m$^3$
$P_v$ = 132599,046 N/m$^2$
$P_f$ = 88705,84 N/m$^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 53,75

2. NPSH Required
Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,
N = Kecepatan putaran (rpm)
Q = Kecepatan volume cairan (m$^3$/menit)
Diketahui :
N = 3500 rpm
Q = 1,1278 m$^3$/menit
Sehingga didapatkan :
$NPSH_R$ = 2,551134

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

**K. Brake Horse Power (BHP)**

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :
Q = Debit aliran (m$^3$/s)
eff = effisiensi pompa
H = Head pompa (m)
γ = Densitas x percepatan gravitasi

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :
Q = 0,0188 m$^3$/s
eff = 79,00%
H = 31,6819 m
ρ = 1233,70 kg/m$^3$
g = 9,8067 m/s$^2$
γ = 11698,5 kg/m$^2$.s$^2$

Sehingga didapatkan :
BHP = 8818,6 Watt
= 11,8259 hp

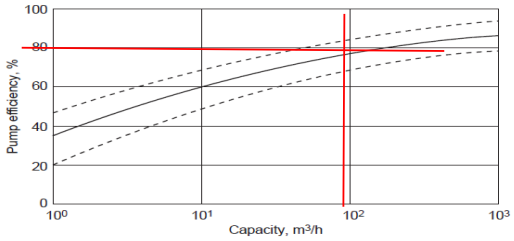



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 14{,}970 \text{ hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 15 hp

**RINGKASAN POMPA 6 (P-06)**

Fungsi : Mengalirkan arus keluaran Evaportor (EV-01) menuju Reaktor (R-01.1) dan menaikkan tekanan dari 1 atm ke 4 atm

Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,1524 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,1683 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,1541 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0186 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 179,253 | m |
| Total head | = | 31,6819 | m |
| BHP | = | 11,8259 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 15 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 2,55113 | |
| $NPSH_A$ | = | 53,7479 | |

# LAMPIRAN MANAJEMEN PERUSAHAAN

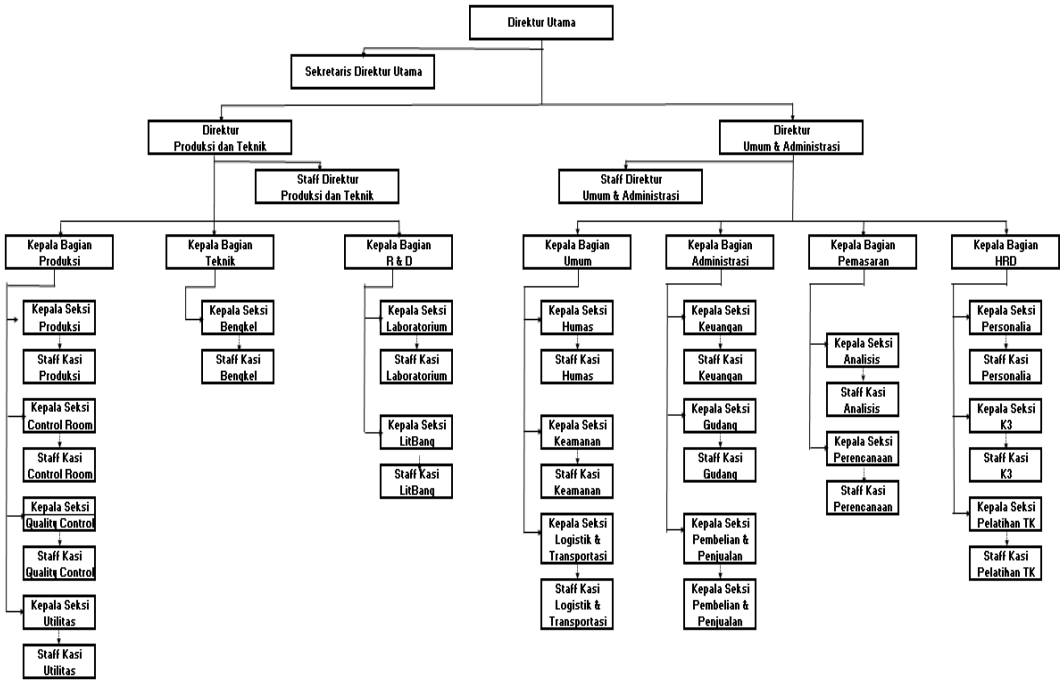
# Manajemen Perusahaan

## Bentuk Badan Usaha

Bentuk badan usaha yang dipilih untuk pabrik alumina adalah Perseroan terbatas (PT) berbentuk badan hukum. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik berdasarkan aturan Kementrian Perindustrian dan Kementrian Hukum dan HAM Republik Indonesia. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh dewan direksi yang terdiri dari seorang direktur utama yang dibantu oleh direktur lainnya, Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham (Komisaris).

## Struktur Organisasi Perusahaan

Salah satu faktor yang menujang kemajuan suatu perusahaan adalah organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem garis dan staff. Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas, diamana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian kepala bagian diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi staff ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Berikut merupakan struktur organisasi perusahaan:



**Jadwal Kerja Karyawan**

Pabrik Alumina direncanakan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja selama setahun 330 hari. Dalam kerjanya karyawan dibedakan menjadi dua. yaitu karyawan shift dan non-shift. Karyawan shift merupakan karyawan yang secara langsung menangani proses produksi maupun mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang berhubungan dengan kelancaran dan keamanan proses produksi.

Sistem kerja karyawan shift diatur berdasarkan pembagian shift yang dilakukan secara bergantian. Hal ini dilakukan agar proses produksi dapat berjalan kontinyu selama 24 jam dalam seharinya. Karyawan shift dibagi kedalam 4 regu, dimana setiap harinya terdapat 3 regu yang bekerja dan 1 regu lainnya libur. Adapun jjam kerja shift setiap harinya adalah:

Shift I : Pukul 08.00 - 16.00 WIB
Shift II : Pukul 16.00 - 00.00 WIB
Shift III : Pukul 00.00 - 08.00 WIB

Karyawan shift bekerja dalam sistem 3 hari kerja dan 1 hari libur, dengan 8 jam kerja setiap harinya. Pada hari Minggu dan libur nasional, seluruh karyawan shift tetap bekerja. Setiap tahunnya karyawan mendapatkan 12 hari cuti.

*Time Schedule:*

| Regu | Hari | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| A | I | I | I | | II | II | II | | III | III |
| B | | II | II | II | | III | III | III | | I |
| C | II | | III | III | III | | I | I | I | |
| D | III | III | | I | I | I | | II | II | II |

| Regu | Hari | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
| A | III | | I | I | I | | II | II | II | |
| B | I | I | | II | II | II | | III | III | III |
| C | II | II | II | | III | III | III | | I | I |
| D | | III | III | III | | I | I | I | | II |

| Regu | Hari | | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
| A | III | III | III | | I | I | I | | II | II |
| B | | I | I | I | | II | II | II | | III |
| C | I | | II | II | II | | III | III | III | |
| D | II | II | | III | III | III | | I | I | I |

Keterangan:

| | | |
|---|---|---|
| 1, 2, 3, dst | : | Hari ke- |
| A, B, C, D | : | Kelompok kerja shift |
| | : | Libur |
| I, II, III | : | Shift |

**Jumlah Tenaga Kerja**

1. Karyawan Shift
   a. Bagian Produksi

| No | Alat | Jumlah | Koefisien | Jumlah Tenaga Kerja |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Reaktor RATB | 4 | 0,5 | 2 |
| 2 | Rotary Drum Vakuum Filter | 2 | 0,25 | 0,5 |
| 3 | Evaporator | 1 | 0,5 | 0,5 |
| 4 | Rotary Kiln | 1 | 0,5 | 0,5 |
| 5 | Rotary Cooler | 1 | 0,5 | 0,5 |
| 6 | Mixer | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 7 | Ball Mill | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 8 | Screening | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 9 | Heater | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 10 | Silo | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 11 | Belt Conveyor | 3 | 0,1 | 0,3 |
| 12 | Screw Conveyor | 4 | 0,1 | 0,4 |
| 13 | Bucket Elevator | 4 | 0,1 | 0,4 |
| 14 | Pressure Reducer Valve | 1 | 0,1 | 0,1 |
| 15 | Pompa | 6 | 0,1 | 0,6 |
| Jumlah | | | | 7,05 |
| Jumlah Tenaga Kerja Bagian Produksi | | | | 32 |

   b. Bagian Utilitas

| No | Alat | Jumlah | Koefisien | Jumlah Tenaga Kerja |
|---|---|---|---|---|
| 1. | Bak Air Bersih | 3 | 0,2 | 0,6 |
| 2. | Bak Air Pendingin | 1 | 0,2 | 0,2 |
| 3. | Tangki | 17 | 0,25 | 4,25 |
| 4. | Saringan Pasir | 1 | 0,2 | 0,2 |
| 5. | Clarifier | 1 | 0,2 | 0,2 |
| 6. | Cooling Tower | 1 | 0,5 | 0,5 |
| 7. | Dearator | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 8. | Boiler | 1 | 0,5 | 0,5 |
| 9. | AE & KE | 2 | 0,2 | 0,4 |
| 10. | Cooler | 1 | 0,2 | 0,2 |
| 11. | Kompresor | 1 | 0,25 | 0,25 |
| 12. | Pompa | 10 | 0,1 | 1 |
| Jumlah | | | | 8,6 |
| Jumlah Tenaga Kerja Bagian Utilitas | | | | 36 |

c. Bagian RnD

| No | Bagian | Jumlah Tenaga Kerja | Jumlah Regu | Jumlah |
|---|---|---|---|---|
| 1. | Quality Control | 2 | 4 | 8 |
| 2. | Laboratorium | 1 | 4 | 4 |
| Total | | | | 12 |

d. Bagian Keamanan

| No | Bagian | Jumlah Tenaga Kerja | Jumlah Regu | Jumlah |
|---|---|---|---|---|
| 1. | Satpam | 4 | 4 | 16 |
| Total | | | | 16 |

2. Karyawan non-shift

| No | Jabatan | Jumlah Tenaga Kerja |
|---|---|---|
| 1. | Komisaris | 1 |
| **A** | **Direktur** | |
| 1. | Direktur Utama | 1 |
| 2. | Direktur Produksi | 1 |
| 3. | Direktur Keuangan | 1 |
| Total | | 3 |
| **B** | **Kepala Departemen** | |
| 1. | Manager Produksi | 1 |
| 2. | Manager RnD | 1 |
| 3. | Manager Teknik | 1 |
| 4. | Manager Administrasi | 1 |
| 5. | Manager Pemasaran | 1 |
| 6. | Manager Umum | 1 |
| Total | | 6 |
| **C** | **Kepala Seksi** | |
| 1. | Kasi Proses | 1 |
| 2. | Kasi Utilitas | 1 |
| 3. | Kasi Packaging & Gudang | 1 |
| 4. | Kasi Penelitian & Pengembangan | 1 |
| 5. | Kasi Laboratorium | 1 |
| 6. | Kasi Quality Contro | 1 |
| 7. | Kasi Perawatan & Listrik | 1 |
| 8. | Kasi Bengkel dan Mesin | 1 |
| 9. | Kasi Administrasi | 1 |
| 10. | Kasi Keuangan | 1 |
| 11. | Kasi Humas | 1 |
| 12. | Kasi Akuntan | 1 |
| 13. | Kasi Pembelian & Pengadaan | 1 |
| 14. | Kasi Pemasaran | 1 |
| 15. | Kasi Kesehatan | 1 |

| | | |
|---|---|---|
| 16. | Kasi HRD | 1 |
| 17. | Kasi Keamanan | 1 |
| 18. | Kasi Logistik | 1 |
| Total | | 18 |
| **D** | **Staff** | |
| 1. | Staff Packaging & Gudang | 2 |
| 2. | Staff Penelitian & Pengembangan | 2 |
| 3. | Staff Perawatan & Listrik | 2 |
| 4. | Staff Bengkel & Mesin | 2 |
| 5. | Staff Administrasi | 2 |
| 6. | Staff Keuangan | 2 |
| 7. | Staff Humas | 1 |
| 8. | Staff Akuntan | 1 |
| 9. | Staff Pembelian & Pengadaan | 1 |
| 10. | Staff Pemasaran | 1 |
| 11. | Staff HRD | 1 |
| 12. | Staff Keamanan | 1 |
| 13. | Staff Logistik | 1 |
| Total | | 19 |
| **E** | **Kesehatan** | |
| 1. | Dokter | 2 |
| 2. | Suster | 3 |
| Total | | 5 |
| **E** | **Driver** | |
| 1. | Driver | 4 |
| Total Keseluruhan | | 56 |

3. Total Karyawan

Total Karyawan = Karyawan shift + Karyawan non-shift

= 96 + 56

= 152 Orang

# LAMPIRAN
# UTILITAS

# UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung dalam penyediaan air, steam, listrik dan bahan bakar dimana keberadaannya sangat penting dan harus ada. Unit utilitas terdiri dari unit pengolahan air, pembuatan steam, dowtherm, unit penyediaan udara tekan, unit penyediaan bakar dan listrik.

## A. Unit Penyediaan dan Pengolahan Air

Air merupakan kebutuhan pokok dalam pemenuhan kebutuhan proses produksi. Pabrik alumina akan didirikan di daerah Tayan Hilir, Kalimantan Barat, oleh karena itu kebuhutan air memanfatkan air dari sungai Kapuas untuk diolah lebih lanjut. Kebutuhan air secara keseluruhan meliputi:

1. Air Proses
2. Air Pendingin
3. Steam
4. Air Sanitasi
5. Air Hidrant dan Air Servis
6. Air Make-up

Syarat-syarat kebutuhan air pada utilitas:

1. Syarat-syarat air proses adalah sebagai berikut:
   a. Air lunak atau bebas sadah
   b. Bebas logam dan mineral

2. Syarat-syarat air pendingin:
   a. Jernih (tidak terdapat partikel kasarseperti batu, kerikil, maupun pasir)
   b. Efek korosi sekecil mungkin
   c. Tidak menyebabkan fouling akibar kotoran yang terikut air seperti pasir, mikroba, dan zat organik.
   d. Tidak mengandung bahan-bahan anorganik yang dapat menggangu proses pertukaran panas pada sistem pendingin maupun merubah komposisi air karena bereaksi akibar perubahan suhu air.
   e. Stabil dalam proses pendinginan
   f. Kemampuan membawa panas dengan panas sensibel
   g. Menjamin kelancaran aliran

3. Adapun syarat-syarat air sanitasi dan kantor telah diatur dalam undang-undang Republik Indonesia Nomor 32 Tahun 2017 adalah sebagai berikut:
   a. Jernih (tidak terdapat partikel-partikel kasar seberti batu, kerikil maupun pasir)
   b. Netral/pH direntang 6,5-8,5
   c. Bebas mikroba
   d. Tidak mengadung logam berat
   e. Tidak berbau dan tidak berasa

**Perhitungan Kebutuhan Air**

**1. Kebutuhan Air Proses**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Mixer (M-01) | = | 912,276 | kg/jam |
| Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-01) | = | 8082,204 | kg/jam |
| Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF-02) | = | 18547,062 | kg/jam |
| **Total** | **=** | **27541,543** | **kg/jam** |

**2. Kebutuhan Air Pendingin**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Mixer (M-01) | = | 3017,939 | kg/jam |
| Cooler Utilitas (CLU-01) | = | 171867,838 | kg/jam |
| **Total** | **=** | **174885,777** | **kg/jam** |

**3. Kebutuhan Steam**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Heater 1 (HE-01) | = | 3210,914 | kg/jam |
| Evaporator (EV-01) | = | 34221,513 | kg/jam |
| **Total** | **=** | **37432,427** | **kg/jam** |

**4. Kebutuhan Air Layanan Umum (Sanitasi)**

**a. Air Kantor**

Dari Tabel 2.9 Sularso, diketahui: Air untuk kantor (air minum dan sanitasi) sebanyak 100-120 liter/hari tiap orang.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dipilih air untuk kantor sebanyak | = | 120 | liter/hari tiap orang |
| Dirancang untuk memenuhi | = | 152 | orang |
| Densitas air suhu ruangan | = | 1023,013 | $kg/m^3$ |
| | = | 1,023 | kg/liter |
| Air untuk kantor | = | 18240 | liter/hari |
| | = | 760 | liter/jam |
| | = | 777,490 | kg/jam |

**b. Air Rumah Tangga**

Dari Tabel 2.9 Sularso, diketahui: Air perumahan (air minum dan sanitasi) sebanyak 160-250 liter/hari tiap orang.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dipilih air perumahan sebanyak | = | 200 | liter/hari tiap orang |
| Perumahan disediakan sebanyak | = | 7 | rumah |
| Tiap rumah dihuni oleh | = | 5 | orang |
| Densitas air suhu ruangan | = | 1023,013 | $kg/m^3$ |
| | = | 1,023 | kg/liter |
| Air perumahan | = | 200 $\frac{\text{liter}}{\text{hari/org}}$ | x 35 orang |
| | = | 7000 | liter/hari |
| | = | 292 | liter/jam |
| | = | 298,379 | kg/jam |

**c. Air Laboratorium dan QC**

Air untuk laboratorium dan QC berkisar 100-200 liter/hari.orang

| | | | |
|---|---|---|---|
| Diambil sebanyak | = | 200 | liter/hari tiap orang |
| Jumlah orang | = | 12 | orang |
| Waktu pengggunaan | = | 24 | jam/hari |
| Sehingga, kebutuhan air | = | 100 | liter/jam |
| | = | 102,301 | kg/jam |

**d. Air Untuk Taman**

Air untuk taman berkisar 2000 liter/hari.orang

| | | | |
|---|---|---|---|
| Diambil sebanyak | = | 2000 | liter/hari tiap orang |
| Waktu pengggunaan | = | 16 | jam/hari |
| Sehingga, kebutuhan air | = | 125 | liter/jam |
| | = | 127,877 | kg/jam |

**e. Air Untuk Kantin**

Air untuk dirancang berkisar 20 liter/hari.orang

| | | | |
|---|---|---|---|
| Diambil sebanyak | = | 20 | liter/hari tiap orang |
| Jumlah orang | = | 152 | orang |
| Waktu pengggunaan | = | 6 | jam/hari |
| Sehingga, kebutuhan air | = | 506,667 | liter/jam |
| | = | 518,327 | kg/jam |

**f. Air Untuk Masjid**

Kebutuhan air rata-rata 10-20 liter/hari.orang

| | | | |
|---|---|---|---|
| Diambil sebanyak | = | 20 | liter/hari tiap orang |
| Jumlah orang | = | 100 | orang |
| Waktu pengggunaan | = | 2 | jam/hari |
| Sehingga, kebutuhan air | = | 1000 | liter/jam |
| | = | 1023,013 | kg/jam |

**g. Air Untuk Poliklinik**

Kebutuhan air rata-rata 20 liter/hari.orang

| | | | |
|---|---|---|---|
| Diambil sebanyak | = | 20 | liter/hari tiap orang |
| Jumlah orang | = | 50 | orang |
| Waktu pengggunaan | = | 8 | jam/hari |
| Sehingga, kebutuhan air | = | 125 | liter/jam |
| | = | 127,877 | kg/jam |

Maka, didapatkan kebutuhan air sanitasi adalah,

| No | Jenis | Jumlah (kg/jam) |
|---|---|---|
| 1. | Air Kantor | 777,490 |
| 2. | Air Rumah Tangga | 298,379 |
| 3. | Air Laboratorium dan QC | 102,301 |
| 4. | Air Untuk Taman | 127,877 |

| | | |
|---|---|---|
| 5. | Air Untuk Kantin | 518,327 |
| 6. | Air Untuk Masjid | 1023,013 |
| 7. | Air Untuk Poliklinik | 127,877 |
| **Total** | | **2975,263** |

**5. Air Hidrant dan Servis**

**a. Air Hidrant**

Dari Sularso, diketahui air hidrant sebanyak 130-260 liter/menit

| | | | |
|---|---|---|---|
| Dipilih air hidrant sebanyak | = | 260 | liter/menit |
| Dirancang untuk dipakai selama | = | 6 | jam |
| Air hidrant | = | 93600 | liter |
| | = | 95754,0168 | kg |
| Waktu tinggal | = | 30 | hari |
| | = | 720 | jam |
| Maka, kebutuhan air hidrant | = | 132,992 | kg/jam |

**b. Air servis**

Kebutuhan air sevis adalah 10% dari kebutuhan air sanitasi

Kebutuhan air servis = 0,1 x 2975,263 kg/jam
= 297,526 kg/jam

| No | Jenis | Jumlah (kg/jam) |
|---|---|---|
| 1. | Air Hidrant | 132,992 |
| 2. | Air Servis | 297,526 |
| **Total** | | **430,518** |

**6. Air Make-Up**

1. Cooling Tower
   Air yang hilang pada cooling tower disebabkan oleh 3 hal yaitu blowdown, drift loss, dan penguapan. Berdasarkan perhitungan cooling tower didapat,
   Total air make-up cooling tower = 6961,721 kg/jam
2. Pembangkit steam
   Diperkirakan air yang hilang dari blowdown sebesar 10% dari steam yang diperlukan (Sularso dan Tahara), maka:
   Air Umpan boiler = 37432,427 kg/jam
   Blowdown boiler = 10% x 37432,4272 kg/jam
   = 3743,243 kg/jam
   Vent Deaerator = 41,176 kg/jam
3. Bak Pengendap Partikel kasar (BU-01)
   Blowdown = 16075,2418 kg/jam
4. Bak Pengendap Partikel Halus (BU-02)
   Blowdown = 15271,4797 kg/jam
5. Clarifier
   Blowdown = 8704,74343 kg/jam

6. Saringan Pasir
   Blowdown = 14072,6685 kg/jam
7. Bak Penampung lanjutan (BU-03)
   Blowdown = 13369,0351 kg/jam

**Total kebutuhan air saat start up:**

| No | Jenis | Jumlah (kg/jam) |
|---|---|---|
| 1. | Air Proses | 27541,543 |
| 2. | Air Pendingin | 174885,777 |
| 3. | Steam | 37432,427 |
| 4. | Air Sanitasi | 2975,263 |
| 5. | Air Hidrant dan Servis | 430,518 |
| **Total** | | **243265,528** |

**Total kebutuhan air make-up:**

| No | Jenis | Jumlah (kg/jam) |
|---|---|---|
| 1. | Air Proses | 27541,543 |
| 2. | Air Sanitasi | 2975,263 |
| 3. | Air Hidrant dan Servis | 430,518 |
| 4. | Cooling Tower | 6961,721 |
| 5. | Blowdown Boiler | 3743,243 |
| 6. | Vent Deaerator | 41,176 |
| 7. | Blowdown BU-01 | 16075,242 |
| 8. | Blowdown BU-02 | 15271,480 |
| 9. | Blowdown Clarifier | 8704,743 |
| 10. | Blowdown Saringan Pasir | 14072,669 |
| 11 | Blowdown BU-03 | 13369,035 |
| **Total** | | **109186,631** |

**B. Unit Penyediaan Dowtherm A**

Dowtherm yang digunakan meliputi:

1. Media Pendingin
   Reaktor 1 (R-01.1) = 109154,950 kg/jam
   Reaktor 2 (R-01.2) = 60083,712 kg/jam
2. Media Pemanas
   Reaktor 3 (R-02.1) = 122336,408 kg/jam
   Reaktor 4 (R-02.2) = 13457,005 kg/jam

Jumlah total Kebutuhan Dowtherm = 169238,662 kg

## C. Unit Penyediaan Udara Tekan

Dalam perancangan pabrik aluminium oksida (alumina), udara tekan dibutuhkan untuk menggerakkan instrumen-instrumen kontrol. Udara tekan yang diperlukan didistribusi pada tekanan 4-8 atm serta dalam kondisi kering dan bersih (kern, hal 768). Dalam pabrik terdapat 21 alat kontrol yang memerlukan udara tekan untuk menggerakkannya. Diperkirakan setiap alat kontrol memelukan 2 $m^3$/jam udara, sehingga kebetuhan udara tekan pada diperkirakan mencapai 42 $m^3$/jam. Untuk faktor keamanan diambil safety factor sebesar 20%, maka udara tekan yang harus disediakan adalah 50,4 $m^3$/jam.

Mekanisme untuk membuat udara tekan adalah udara lingkungan ditekan mengunakan kompresor (KU-01) yang dilengkapi dengan filter udara sehingga mencapai tekanan 4 atm kemudian dilewatkan pada tumpukan silika gel sehingga diperoleh udara kering yang disimpan dalam tangki udara tekan. Selanjutnya udara kering dialirkan pada alat kontrol.

| | | | |
|---|---|---|---|
| Jumlah instrumen kontrol | = | 21 | buah |
| Kebutuhan udara tiap alat | = | 2 | $m^3$/jam |
| Safety factor | = | 20 | % |
| Total kebutuhan udara | = | 50,4 | $m^3$/jam |
| Tekanan | = | 4 | atm |

## D. Unit Penyediaan Listrik

### 1. Kebutuhan Listrik

a. Kebutuhan listrik alat proses dan utilitas

| No | Alat | | Daya | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | Nama | Kode | hp | watt | kW |
| 1 | Reaktor 1 | R-01.1 | 30,0 | 22371,00 | 22,37 |
| 2 | Reaktor 2 | R-01.2 | 20,0 | 14914,00 | 14,91 |
| 3 | Reaktor 3 | R-02.1 | 10,0 | 7457,00 | 7,46 |
| 4 | Reaktor 4 | R-02.2 | 25,0 | 18642,50 | 18,64 |
| 5 | Rotary Drum Vakum Filter | RDVF-01 | 15,0 | 11185,50 | 11,19 |
| 6 | Rotary Drum Vakum Filter | RDVF-02 | 7,5 | 5592,75 | 5,59 |
| 7 | Rotary Kiln | RK-01 | 300,0 | 223710,00 | 223,71 |
| 8 | Rotary Cooler | RC-01 | 150,0 | 111855,00 | 111,86 |
| 9 | Mixer | M-01 | 2,0 | 1491,40 | 1,49 |
| 10 | Blower | BL-01 | 20,0 | 14914,00 | 14,91 |
| 11 | Ball Mill | BM-01 | 700,0 | 521990,00 | 521,99 |
| 12 | Belt Conveyor 1 | BC-01 | 5,0 | 3728,50 | 3,73 |
| 13 | Belt Conveyor 2 | BC-02 | 5,0 | 3728,50 | 3,73 |
| 14 | Belt Conveyor 3 | BC-03 | 3,0 | 2237,10 | 2,24 |
| 15 | Screw Conveyor 1 | SC-01 | 0,5 | 372,85 | 0,37 |
| 16 | Screw Conveyor 2 | SC-02 | 7,5 | 5592,75 | 5,59 |
| 17 | Screw Conveyor 3 | SC-03 | 7,5 | 5592,75 | 5,59 |
| 18 | Screw Conveyor 4 | SC-04 | 10,0 | 7457,00 | 7,46 |
| 19 | Bucket Elevator 1 | BE-01 | 1,5 | 1118,55 | 1,12 |
| 20 | Bucket Elevator 2 | BE-02 | 25,0 | 18642,50 | 18,64 |

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| 21 | Bucket Elevator 3 | BE-03 | 15,0 | 11185,50 | 11,19 |
| 22 | Bucket Elevator 4 | BE-04 | 15,0 | 11185,50 | 11,19 |
| 23 | Pompa 1 | P-01 | 0,5 | 372,85 | 0,37 |
| 24 | Pompa 2 | P-02 | 7,5 | 5592,75 | 5,59 |
| 25 | Pompa 3 | P-03 | 5,0 | 3728,50 | 3,73 |
| 26 | Pompa 4 | P-04 | 5,0 | 3728,50 | 3,73 |
| 27 | Pompa 5 | P-05 | 7,5 | 5592,75 | 5,59 |
| 28 | Pompa 6 | P-06 | 15,0 | 11185,50 | 11,19 |
| 29 | Kompresor Utilitas 1 | KU-01 | 20,0 | 14914,00 | 14,91 |
| 30 | Cooling Tower 1 | CT-01 | 15,0 | 11185,50 | 11,19 |
| 31 | Tangki Utilitas 6 | TU-06 | 5,0 | 3728,50 | 3,73 |
| 32 | Tangki Utilitas 8 | TU-08 | 100,0 | 74570,00 | 74,57 |
| 33 | Tangki Utilitas 9 | TU-09 | 500,0 | 372850,00 | 372,85 |
| 34 | Pompa Utilitas 1 | PU-01 | 1,5 | 1118,55 | 1,12 |
| 35 | Pompa Utilitas 2 | PU-02 | 7,5 | 5592,75 | 5,59 |
| 36 | Pompa Utilitas 3 | PU-03 | 0,5 | 372,85 | 0,37 |
| 37 | Pompa Utilitas 4 | PU-04 | 5,0 | 3728,50 | 3,73 |
| 38 | Pompa Utilitas 5 | PU-05 | 15,0 | 11185,50 | 11,19 |
| 38 | Pompa Utilitas 6 | PU-06 | 0,5 | 372,85 | 0,37 |
| 40 | Pompa Utilitas 7 | PU-07 | 15,0 | 11185,50 | 11,19 |
| 41 | Pompa Utilitas 8 | PU-08 | 1,0 | 745,70 | 0,75 |
| 42 | Pompa Utilitas 9 | PU-09 | 1,0 | 745,70 | 0,75 |
| 43 | Pompa Utilitas 10 | PU-10 | 10,0 | 7457,00 | 7,46 |
| Total | | | 2112,00 | 1574918,40 | 1574,92 |

b. Kebutuhan listrik instrumentasi kontrol
Kebutuhan listrik untuk instrumentasi dan kontrol diperkirakan 5% dari kebutuhan listrik yang diperlukan.

Kebutuhan listrik kontrol = 5% x 1574,92
= 78,75 kW

c. Kebutuhan listrik laboratorium, rumah tangga, kantor, dan lain-lain
Kebutuhan listrik laboratorium, rumah tangga, kantor, dan lain-lain diperkirakan 25% dari kebutuhan listrik yang diperlukan.

Kebutuhan listrik lain-lain = 25% x 1574,92
= 393,73 kW

Sehingga,
Diperoleh kebutuhan listrik total sebagai berikut

Kebutuhan listrik total = 1574,92 + 78,75 + 393,73
= 2047,39 kW

Dirancang faktor keamanan = 20%

Kebutuhan listrik total = 120% x 2047,39
= 2456,87 kW
= 3071,09 kVA

**DAYA TERSEDIA PLN**
**SISTEM SEKUNDER TM 20 KV**

| NO. | PEMBATAS AMPERE | DAYA kVA | PEMAKAIAN CT AMPERE | PEMAKAIAN PT VOLT | FAKTOR METER KALI |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | 6.3 | 240 | 10/5 | 20.000/100 | 400 |
| 2 | 10 | 345 | 15/5 | 20.000/100 | 600 |
| 3 | 16 | 555 | 20/5 | 20.000/100 | 800 |
| 4 | 20 | 690 | 25/5 | 20.000/100 | 1000 |
| 5 | 25 | 865 | 30/5 | 20.000/100 | 1200 |
| 6 | 32 | 1110 | 40/5 | 20.000/100 | 1600 |
| 7 | 35 | 1210 | 40/5 | 20.000/100 | 1800 |
| 8 | 40 | 1385 | 50/5 | 20.000/100 | 2000 |
| 9 | 50 | 1730 | 60/5 | 20.000/100 | 2400 |
| 10 | 63 | 2180 | 80/5 | 20.000/100 | 3200 |
| 11 | 80 | 2770 | 100/5 | 20.000/100 | 4000 |
| 12 | 100 | 3465 | 125/5 | 20.000/100 | 5000 |
| 13 | 125 | 4330 | 150/5 | 20.000/100 | 6000 |
| 14 | 160 | 5540 | 200/5 | 20.000/100 | 8000 |
| 15 | 200 | 6930 | 250/5 | 20.000/100 | 10000 |
| 16 | 250 | 8660 | 300/5 | 20.000/100 | 12000 |

Listrik dipenuhi oleh PLN, dipakai standar pemasangan sebesar 3465 kVA dan apabila terjadi pemutusan listrik dari PLN, maka digunakan generator listrik sebesar 3465 kVA

## 2. Generator

Diketahui daya yang diperlukan = 3465 kVA
= 2772 kW

Maka,

$$2772\ \text{kW} \times \frac{0{,}9487\ \text{BTU}}{1\ \text{kW.s}} \times \frac{1{,}055\ \text{kJ}}{1\ \text{BTU}} \times \frac{3600\ \text{s}}{1\ \text{jam}}$$

= 9987966,727 kJ/jam

Diperkirakan mati listrik 2 kali sebulan selama 2 jam tiap kali mati

$$= 9987966{,}727\ \text{kJ/jam} \times \frac{2\ \text{jam}}{2\ \text{minggu}} \times \frac{52\ \text{minggu}}{1\ \text{tahun}}$$

= 519374269,8 kJ/tahun

## 3. Bahan Bakar Generator

Bahan bakar yang digunakan yaitu solar. Spesifikasi bahan bakar sebagai berikut :

Densitas *solar*, ρ = 1.050 kg/$m^3$
Nilai NHV = 152.100 Btu/gallon
= 35.299.443 kJ/$m^3$
= 33.619 kJ/kg

Efisiensi pembakaran berkisar antara 70-80% (Perry 8th ed, 2008)

Dipilih efisiensi = 80%

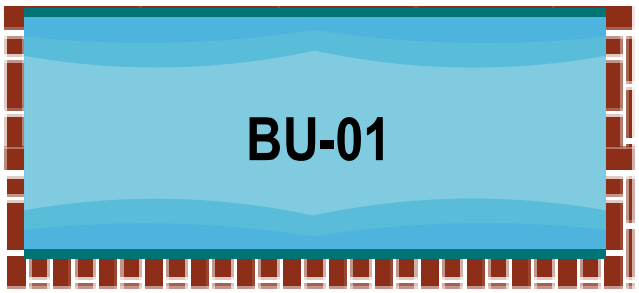
$$\text{Jumlah bahan bakar} = \frac{\text{Qt}}{\text{efisiensi} \times \text{NHV}}$$

$$= \frac{519374269{,}8}{80\% \times 33619}$$

= 19311,32 kg/tahun
= 1609,28 kg/bulan

**BAK PENGENDAP PARTIKEL KASAR**
**(BU-01)**

Tugas : Mengendapkan kotoran kasar dalam air yang diperoleh dari sungai Kapuas
Jenis : Bak persegi panjang




**A. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | : | 30 | °C |
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Kecepatan massa | : | 321.505 | kg/jam |
| Densitas air | : | 1.022,88 | $kg/m^3$ |
| Kecepatan volume | : | 314,313 | $m^3$/jam |
| Blowdown 5% | : | 16075,242 | kg/jam |
| Waktu tinggal | : | 24 | jam |

**B. Dimensi Bak Penampung**

Volume air ($V_L$) = Kecepatan volume x waktu tinggal
= 314,313 x 24
= 7543,520 $m^3$

Volume bak ($V_B$) = $V_L$ x overdesign 120%
= 7543,520 x 120%
= 9052,224 $m^3$

Dirancang kedalaman bak 7 meter, dengan rasio panjang : lebar = 1 : 1.

Volume bak ($V_B$) = P x L x H
= L x L x 7
= 7 $L^2$

Sehingga didapatkan :
L = 35,961 m
P = 35,961 m

**C. Bahan Konstruksi**

Dipilih bahan konstruksi berupa beton bertulang dengan ketebalan 20 cm.

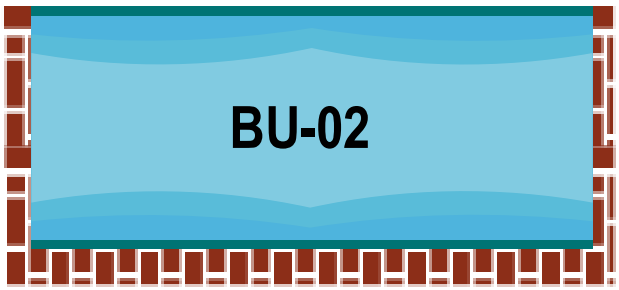
## RINGKASAN BAK PENGENDAP PARTIKEL KASAR (BU-01)

Tugas : Mengendapkan kotoran kasar dalam air yang diperoleh dari sungai Kapuas
Jenis : Bak persegi panjang

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir | = | 321.505 | $m^3$/jam |
| Waktu tinggal | = | 24 | jam |
| Volume bak | = | 9052,22 | $m^3$ |
| Panjang | = | 35,96 | m |
| Lebar | = | 35,96 | m |
| Tinggi | = | 7 | m |
| Tebal | = | 0,2 | m |

**BAK PENGENDAP PARTIKEL HALUS**
**(BU-02)**

Tugas : Mengendapkan kotoran halus dalam air yang diperoleh dari sungai Kapuas
Jenis : Bak persegi panjang




**A. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | : | 30 | °C |
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Kecepatan massa | : | 305.430 | kg/jam |
| Densitas air | : | 1.022,88 | $kg/m^3$ |
| Kecepatan volume | : | 298,598 | $m^3$/jam |
| Blowdown 5% | : | 15271,480 | kg/jam |
| Waktu tinggal | : | 24 | jam |

**B. Dimensi Bak Penampung**

Volume air ($V_L$) = Kecepatan volume x waktu tinggal
= 298,598 x 24
= 7166,344 $m^3$

Volume bak ($V_B$) = $V_L$ x overdesign 120%
= 7166,344 x 120%
= 8599,613 $m^3$

Dirancang kedalaman bak 7 meter, dengan rasio panjang : lebar = 1 : 1.

Volume bak ($V_B$) = P x L x H
= L x L x 7
= 7 $L^2$

Sehingga didapatkan :
L = 35,050 m
P = 35,050 m

**C. Bahan Konstruksi**

Dipilih bahan konstruksi berupa beton bertulang dengan ketebalan 20 cm.

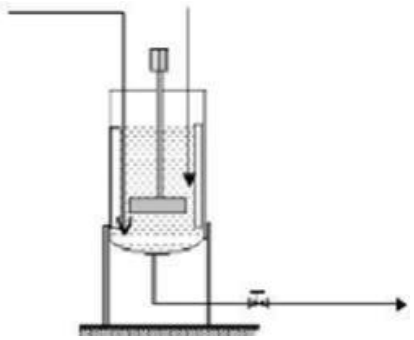
## RINGKASAN BAK PENGENDAP PARTIKEL HALUS (BU-02)

Tugas : Mengendapkan kotoran halus dalam air yang diperoleh dari sungai Kapuas
Jenis : Bak persegi panjang

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir | = | 305.430 | $m^3$/jam |
| Waktu tinggal | = | 24 | jam |
| Volume bak | = | 8599,61 | $m^3$ |
| Panjang | = | 35,05 | m |
| Lebar | = | 35,05 | m |
| Tinggi | = | 7 | m |
| Tebal | = | 0,2 | m |

**TANGKI TAWAS**
**(TU-01)**

Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan tawas 5% yang akan diumpankan ke Tangki (TU-04)



**A. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | : | 30 | °C |
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Kecepatan massa | : | 305.429,59 | kg/jam |
| Densitas air | : | 1.022,88 | $kg/m^3$ |
| Waktu tinggal | : | 1 | bulan |

**B. Dimensi Tangki Tawas**

Volume air dalam tangki $= \dfrac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Densitas air}}$

$= \dfrac{305.429,594 \text{ kg/jam}}{1.022,880 \text{ kg/m}^3}$

$= 298,598 \text{ m}^3\text{/jam}$

$= 78881,14607 \text{ gallon/jam}$

Dari buku Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry" , hal. 27 nilai untuk kekeruhan air pada 87,41 ppm didapat kebutuhan tawas = $80 \times 10^{-6}$ lb/gallon

Sehingga, Kebutuhan Tawas ($Al_2(SO_4)_3$) dapat dihitung:

Kebutuhan $Al_2(SO_4)_3$ = 78881,146 gallon/jam x $80 \times 10^{-6}$ lb/gallon

= 6,310 lb/jam

= 2,862 kg/jam

= 22670,117 kg/tahun

Konsentrasi $Al_2(SO_4)_3$ sebanyak 5%, maka:

Kebutuhan air $= \dfrac{95\%}{5\%} \times 2,862$ kg/jam

= 54,385 kg/jam

Perhitungan dimensi alat :

Tipe alat yaitu tangki silinder vertikal dengan kapasitas waktu tinggal selama 1 bulan (720 jam). Maka:

W = Wa x waktu tinggal

= 54,385 kg/jam x 720 jam

= 39157,4753 kg

Volume cairan = $\frac{W}{\rho l}$

= $\frac{39157,4753 \text{ kg}}{1.022,88 \text{ kg/m}^3}$

= 38,282 $m^3$

= 38281,592 liter

Volume tangki yang diperlukan:

Dirancang angka keamanan 20% (over design) :

Volume tangki = 120% x 38,282 $m^3$

= 45,938 $m^3$

Menentukan ukuran tangki:

Tangki dirancang dengan diameter tangki = tinggi tangki

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

$$Vt = \frac{\pi D^2 D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 Vt}{\pi}$$

$D^3$ = $\frac{4 \text{ x } 45,938 \ m^3}{3,14}$

$D^3$ = 58,520 $m^3$

D = 3,882 m

H = 3,882 m

## RINGKASAN TANGKI TAWAS (TU-01)

Tugas : Melarutkan dan membuat larutan tawas 5% yang akan diumpankan ke Tangki (TU-04)

**Kondisi Operasi**

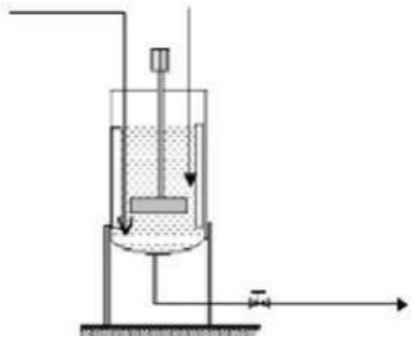
| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Suhu (T) | = | 303 | K | = | 30 ºC |
| Tekanan (P) | = | 1,013 | r | = | 1 atm |

**Dimensi Tangki**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volume | = | 45,938 | $m^3$ |
| Diameter | = | 3,882 | m |
| Tinggi | = | 3,882 | m |

**TANGKI AIR KAPUR**
**(TU-02)**

Fungsi : Mengurangi kesadahan karbonat dalam air dan membuat suasana basa sehinga mempermudah penggumpalan di tangki (T-04)



**A. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | : | 30 | °C |
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Kecepatan massa | : | 305.429,59 | kg/jam |
| Densitas air | : | 1.022,88 | $kg/m^3$ |
| Waktu tinggal | : | 1 | bulan |

**B. Dimensi Air Kapur**

Volume air dalam tangki $= \dfrac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Densitas air}}$

$= \dfrac{305.429,594 \text{ kg/jam}}{1.022,880 \text{ kg/m}^3}$

$= 298,598 \text{ m}^3\text{/jam}$

$= 78881,146 \text{ gallon/jam}$

Dari buku Powell, S.T., "Water Conditioning for Industry" , hal. 27 kesadahan total diturunkan dari 250 ppm (sebagai CaCO3) menjadi 65 ppm. Kesadahan yang harus diturunkan adalah:

Ca = 250 - 65 ppm = 185 ppm

Untuk menurunkan kesadahan 100 ppm dibutuhkan 80 ppm CaCO3

Kebutuhan CaCO3 = 80/100 x 185 ppm
= 148 ppm

Maka.

CaCO3 yang diperlukan = 148 x (1kg/106mg) x 305.429,59 kg/jam
= 45,204 kg/jam
= 358012,353 kg/tahun

Konsentrasi CaCO3 sebanyak 5%, maka:

Kebutuhan air = $\frac{95\%}{5\%}$ x 45,204 kg/jam

= 858,868 kg/jam

Perhitungan dimensi alat :

Tipe alat yaitu tangki silinder vertikal dengan kapasitas waktu tinggal selama 1 bulan (720 jam). Maka:

W = Wa x waktu tinggal

= 858,868 kg/jam x 720 jam

= 618384,973 kg

Volume cairan = $\frac{W}{\rho l}$

= $\frac{618384,973 \text{ kg}}{1022,880 \text{ kg/m}^3}$

= 604,553 $m^3$

= 604552,805 liter

Volume tangki yang diperlukan:

Dirancang angka keamanan 20% (over design) :

Volume tangki = 120% x 604,553 $m^3$

= 725,463 $m^3$

Menentukan ukuran tangki:

Tangki dirancang dengan diameter tangki = tinggi tangki

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

$$Vt = \frac{\pi D^2 D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 Vt}{\pi}$$

$D^3 = \frac{4 \text{ x } 725,463 \text{ } m^3}{3,14}$

$D^3$ = 924,157 $m^3$

D = 9,741 m

H = 9,741 m

## RINGKASAN TANGKI AIR KAPUR (TU-02)

Tugas : Mengurangi kesadahan karbonat dalam air dan membuat suasana basa sehinga mempermudah penggumpalan di tangki (T-04)

**Kondisi Operasi**

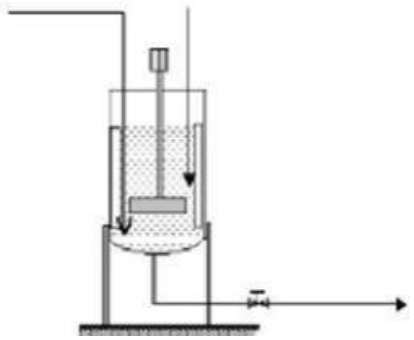
| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu (T) | = | 303 | K | = | 30 | ºC |
| Tekanan (P) | = | 1,013 | r | = | 1 | atm |

**Dimensi Tangki**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volume | = | 725,463 | $m^3$ |
| Diameter | = | 9,741 | m |
| Tinggi | = | 9,741 | m |

**TANGKI POLY ELEKTROLIT**
**(TU-03)**

Fungsi : Melarutkan dan membuat larutan poly elektrolit 5 % yang akan diumpankan ke dalam tangki (T-04)



**A. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | : | 30 | °C |
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Kecepatan massa | : | 305.429,59 | kg/jam |
| Densitas air | : | 1.022,88 | $kg/m^3$ |
| Waktu tinggal | : | 3 | bulan |

**B. Dimensi Poly Elektrolit**

Volume air dalam tangki $= \dfrac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Densitas air}}$

$= \dfrac{305.429,594 \text{ kg/jam}}{1.022,880 \text{ kg/m}^3}$

$= 298,598 \text{ m}^3\text{/jam}$

$= 78881,146 \text{ gallon/jam}$

Perhitungan kebutuhan poly elektrolit,

Kebutuhan 0,5 ppm dalam air

Maka,

Poly elektrolit yang diperlukan = 0,5 x (1kg/106mg) x 305.429,59 kg/jam

= 0,153 kg/jam

= 1209,501 kg/tahun

Konsentrasi Poly elektrolit sebanyak 5%, maka:

Kebutuhan air $= \dfrac{95\%}{5\%} \times 0,153 \text{ kg/jam}$

= 2,902 kg/jam

Perhitungan dimensi alat :

Tipe alat yaitu tangki silinder vertikal dengan kapasitas waktu tinggal selama 1 bulan (720 jam). Maka:

W = Wa x waktu tinggal

= 2,902 kg/jam x 720 jam

= 2089,138 kg

Volume cairan = $\frac{W}{\rho l}$

= $\frac{2089,138 \text{ kg}}{1022,880 \text{ kg/m}^3}$

= 2,042 $m^3$

= 2042,408 liter

Volume tangki yang diperlukan:

Dirancang angka keamanan 20% (over design) :

Volume tangki = 120% x 2,042 $m^3$

= 2,451 $m^3$

Menentukan ukuran tangki:

Tangki dirancang dengan diameter tangki = tinggi tangki

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

$$Vt = \frac{\pi D^2 D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 Vt}{\pi}$$

$D^3 = \frac{4 \text{ x } 2,451 \ m^3}{3,14}$

$D^3$ = 3,122 $m^3$

D = 1,462 m

H = 1,462 m

## RINGKASAN TANGKI POLY ELEKTROLIT (TU-03)

Tugas : Melarutkan dan membuat larutan poly elektrolit 5 % yang akan diumpankan ke dalam tangki (T-04)

**Kondisi Operasi**

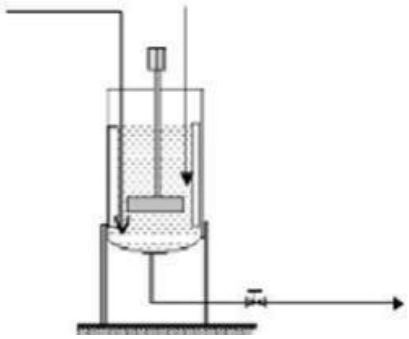
| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Suhu (T) | = | 303 | K | = | 30 ºC |
| Tekanan (P) | = | 1,013 | r | = | 1 atm |

**Dimensi Tangki**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volume | = | 2,451 | $m^3$ |
| Diameter | = | 1,462 | m |
| Tinggi | = | 1,462 | m |

**TANGKI FLOKULAN DAN KOAGULAN**
**(TU-04)**

Fungsi : Melarutkan flokulan dan koagulan sebelum diumpankan ke dalam clarifier (CLA-01)
Jenis : Tangki berpengaduk cepat



**A. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | : | 30 | °C |
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Kecepatan massa | : | 305.429,59 | kg/jam |
| Densitas air | : | 1.022,88 | $kg/m^3$ |
| Waktu tinggal | : | 1 | jam |

**B. Dimensi Tangki**

Volume air dalam tangki $= \dfrac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Densitas air}}$

$= \dfrac{305.429{,}594 \text{ kg/jam}}{1.022{,}880 \text{ kg/m}^3}$

$= 298{,}598 \text{ m}^3\text{/jam} \times 1 \text{ jam}$

$= 298{,}598 \text{ m}^3$

Volume tangki yang diperlukan:
Dirancang angka keamanan 20% (over design) :
Volume tangki = 120% x 298,598 $m^3$
= 358,317 $m^3$

Menentukan ukuran tangki:
Tangki dirancang dengan diameter tangki = tinggi tangki

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

$$Vt = \frac{\pi D^2 D}{4}$$

$$D^3 = \frac{4 Vt}{\pi}$$

$$D^3 = \frac{4 \times 358{,}317\ m^3}{3{,}14}$$

$D^3$ = 456,455 $m^3$

D = 7,700 m

H = 7,700 m

Pengaduk:

Dipilih menggunakan pengaduk mekanis dengan kecepatan pengaduk 700-1000 rpm

## RINGKASAN TANGKI FLOKULAN DAN KOAGULAN (TU-04)

Tugas : Melarutkan flokulan dan koagulan sebelum diumpankan ke dalam clarifier (CLA-01)

**Kondisi Operasi**

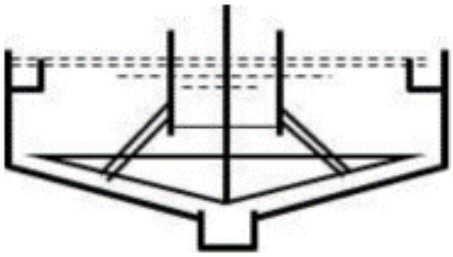
| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu (T) | = | 303 | K | = | 30 | ºC |
| Tekanan (P) | = | 1,013 | r | = | 1 | atm |

**Dimensi Tangki**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volume | = | 358,317 | $m^3$ |
| Diameter | = | 7,700 | m |
| Tinggi | = | 7,700 | m |

**CLARIFIER**
**(CLA-01)**

Tugas : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid dari tangki pengaduk



**A. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | : | 30 | ℃ |
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Kecepatan massa | : | 290.158,11 | kg/jam |
| Densitas air | : | 1.022,88 | $kg/m^3$ |
| Kecepatan volume | : | 283,668 | $m^3$/jam |
| Blowdown 3% | : | 8704,743 | kg/jam |
| Waktu tinggal | : | 6 | jam |

**B. Dimensi Clarifier**

Volume air dalam clarifier $= \dfrac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Densitas air}}$

$= \dfrac{290.158,114 \text{ kg/jam}}{1.022,880 \text{ kg/m}^3}$

$= 283,668 \text{ m}^3\text{/jam} \times 6 \text{ jam}$

$= 1702,007 \text{ m}^3$

Volume clarifier yang diperlukan:
Dirancang angka keamanan 20% (over design) :
Volume clarifier = 120% x 1702,007 $m^3$
= 2042,408 $m^3$

Ukuran clarifier (CL-01) :
Volume clarifier = Volume silinder + volume kerucut
maka,

$$V = \frac{\pi \times D^2 \times L}{4} + \frac{\pi \times D^2 \times \frac{1}{3}H}{4}$$

$$= \frac{\pi \times D^2 \times \left(\frac{D}{2}\right)}{4} + \frac{\pi \times D^2 \times \frac{1}{3}\left(\frac{D}{4}\right)}{4}$$

$$= \frac{7\,\pi \times D^3}{48}$$

Maka

$$D = \left[\frac{48 \times V}{7 \times \pi}\right]^{1/3}$$

sehingga,

$$D = \left[ \frac{48 \times 2042{,}408\ m^3}{7 \times 3{,}14} \right]^{1/3}$$

$$= 16{,}41\ m$$

Dirancang,

Diameter (D) = 2 × kedalaman (L)

Kedalaman (L) = 2 × tinggi cone (H)

Maka,

$$L = 0{,}5 \times D$$

$$= 0{,}5 \times 16{,}41\ m$$

$$= 8{,}207\ m$$

$$H = 0{,}25 \times D$$

$$= 0{,}25 \times 8{,}21\ m$$

$$= 2{,}052\ m$$

**C. Penggaruk**

Sebagai penggaruk dipakai rake

Kecepatan putar = 0,3 rotasi/menit

Daya penggerak

Menurut Perry Menurut Perry, R.H., Chemical Engineers Handbook Ed VI, untuk diameter 122 m diperlukan daya 15 hp.

Maka, untuk diameter = 16,41 m daya yang diperlukan :

$$\text{Daya penggerak} = \frac{16{,}41\ m}{122\ m} \times 15\ hp$$

$$= 2{,}018\ hp$$

Maka, daya motor standar yang digunakan = 2,5 hp

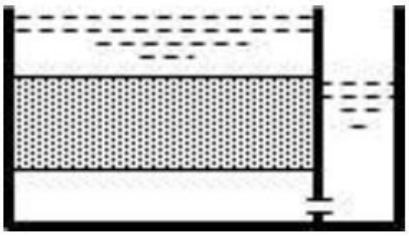
## RINGKASAN CLARIFIER (CLA-01)

Tugas : Menggumpalkan dan mengendapkan kotoran yang bersifat koloid dari tangki pengaduk

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir | = | 290.158 | kg/jam |
| Waktu tinggal | = | 6 | jam |
| Volume clarifier | = | 2.042,408 | $m^3$ |
| Diameter | = | 16,415 | m |
| Kedalaman | = | 8,207 | m |
| Tinggi cone | = | 2,052 | m |
| Daya penggerak | = | 2,5 | hp |

**SARINGAN PASIR**
**(SPU-01)**

Tugas : Menyaring kotoran-kotoran yang masih tersisa dalam air



**A. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | : | 30 | °C |
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Kecepatan massa | : | 281.453,37 | kg/jam |
| Densitas air | : | 1.022,88 | $kg/m^3$ |
| Kecepatan volume | : | 275,158 | $m^3$/jam |
| Blowdown 5% | : | 14072,669 | kg/jam |
| Waktu tinggal | : | 10 | menit |

**B. Dimensi Saringan Pasir**

Volume air dalam saringan pasir $= \dfrac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Densitas air}}$

$= \dfrac{281.453,371 \text{ kg/jam}}{1.022,880 \text{ kg/m}^3}$

$= 275,158 \text{ m}^3\text{/jam}$

$= 1211,483 \text{ gpm}$

Diambil kecepatan penyaringan $= 10,5 \text{ gpm/ft}^2$

Luas penampang saringan (A) $= \dfrac{1211,483 \text{ gpm}}{10,5 \text{ gpm/ft}^2}$

$= 115,379 \text{ ft}^2$

$= 10,718 \text{ m}^2$

Volume saringan pasir yang diperlukan:
Dirancang angka keamanan 20% (over design) :

Volume saringan pasir = 120% x 275,158 $m^3$/jam x 0,167 jam

= 55,032 $m^3$

Dirancang dengan rasio panjang : lebar = 1 : 1

Luas (A) = P x L

= L x L

= $L^2$

Sehingga didapatkan :

L = 3,274 m

P = 3,274 m

Pencucian saringan pasir:

| | | | |
|---|---|---|---|
| 1. Kecepatan pencucian air | = | 10,5 | gpm/ft$^2$ |
| 2. Luas saringan pasir | = | 115,379 | ft$^2$ |
| 3. Kecepatan massa air pencuci | = | 1211,48 | gpm |
| 4. Waktu pencucian | = | 5 | menit |
| 5. Kebutuhan air pencuci | = | 1211,48 | gpm × 5 menit |
| | = | 6057,42 | gallon |

**B. Ukuran Saringan Pasir**

Dipilih berdasarkan Powel, S.T

Diperoleh dari : Tabel 11 Powell , S. T.,"Water Condition for Industry" halaman 525.

| Tebal | Ukuran |
|---|---|
| 27 in | pasir 0.45 mm sampai 0.5 mm |
| 3 in | pasir 0.8 mm sampai 1.22 mm |
| 3 in | kerikil 0.25 in sampai 1/2 in |
| 4 in | kerikil 0.25 in sampai 3/4 in |
| 5 in | Kerikil 1 in sampai 1.5 in |
| 6 in | Kerikil 1.5 in sampai 2.5 in |

Tinggi tumpukan = 48 in

= 1,219 m

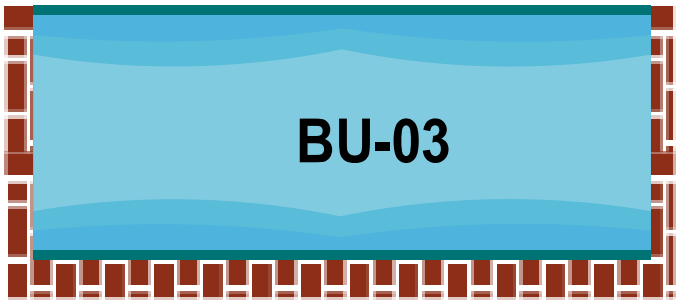
## RINGKASAN SARINGAN PASIR (SPU-01)

Tugas : Menyaring kotoran-kotoran yang masih tersisa dalam air

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir | = | 281.453 | kg/jam |
| Waktu tinggal | = | 10,000 | menit |
| Volume saringan | = | 55,032 | $m^3$ |
| Panjang | = | 3,274 | m |
| Lebar | = | 3,274 | m |
| Tinggi tumpukan | = | 1,219 | m |

**BAK PENAMPUNG LANJUTAN**
**(BU-03)**

Tugas : Menampung air bersih dari saringan pasir (SPU-01)
Jenis : Bak persegi panjang




## A. Kondisi Operasi

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | : | 30 | °C |
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Kecepatan massa | : | 267.381 | kg/jam |
| Densitas air | : | 1.022,88 | $kg/m^3$ |
| Kecepatan volume | : | 261,400 | $m^3$/jam |
| Blowdown 5% | : | 13369,035 | kg/jam |
| Waktu tinggal | : | 24 | jam |

## B. Dimensi Bak Penampung

Volume air ($V_L$) = Kecepatan volume x waktu tinggal
= 261,400 x 24
= 6273,597 $m^3$

Volume bak ($V_B$) = $V_L$ x overdesign 120%
= 6273,597 x 120%
= 7528,316 $m^3$

Dirancang kedalaman bak 7 meter, dengan rasio panjang : lebar = 1 : 1.

Volume bak ($V_B$) = P x L x H
= L x L x 7
= 7 $L^2$

Sehingga didapatkan :

L = 32,794 m
P = 32,794 m

## C. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa beton bertulang dengan ketebalan 20 cm.

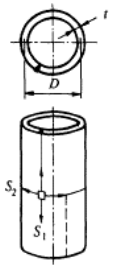
## RINGKASAN BAK PENYIMPANAN LANJUTAN (BU-03)

Tugas : Menampung air bersih
Jenis : Bak persegi panjang

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir | = | 267.381 | kg/jam |
| Waktu tinggal | = | 24 | jam |
| Volume bak | = | 7528,32 | $m^3$ |
| Panjang | = | 32,79 | m |
| Lebar | = | 32,79 | m |
| Tinggi | = | 7 | m |
| Tebal | = | 0,2 | m |

**TANGKI KLORIN**
**(TU-05)**

Fungsi : Tempat menyimpan klorin
Jenis : Silinder tegak dengan alas datar




**Kondisi Operasi :**
Temperatur = 30 °C = 303 K
Tekanan = 1 atm

**1. Dimensi Tangki**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Waktu penyimpanan | = | 90 | hari |
| Massa masuk | = | 0,7 | kg/jam |
| Kapasitas $Ca(OCl)_2$ | = | Massa masuk x waktu | |
| | = | 1.507,88 | kg |
| Kemurnian | = | 70% | |
| Densitas | = | 2,35 | g/ml |
| | = | 2.350 | $kg/m^3$ |
| Kapasitas | = | 1.960,25 | kg |
| Volume $Ca(OCl)_2$ | = | Kapasitas / Densitas | |
| | = | 0,83 | $m^3$ |

Untuk faktor keamanan maka diambil overdesign 20%, maka :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volume tangki | = | 1,00 | $m^3$ |
| | = | 35,350 | $ft^3$ |
| | = | 1.000,978 | liter |
| | = | 6,296 | bbl |

Diambil D = H, maka :
Diameter, D = 3,56 ft = 1,08 m = 42,7 in
Tinggi, H = 3,56 ft = 1,08 m = 42,7 in

**2. Menentukan Tebal Shell**

Pemilihan bahan konstruksi :
Dipilih carbon steel SA 283 Grade C karena mampu menahan korosi, ekonomis, keuletan bentuk dan sambungan las yang baik.
Menghitung tekanan design :
Tekanan desain adalah 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson,1983).
Tekanan desain diambil 10%, dimana tekanan operasi 1 atm.
$P_{design}$ = 110% x $P_{operasi}$

= 1,1 atm
= 16,166 psi

Berdasarkan "Pressure Vessel Handbook", Megyessy (1997) tebal plat dinding tangki dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$t_{shell} = \frac{P.R}{f.E + 0{,}6P} + C$$

Keterangan:

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| R | = | Jari-jari, in | = 21,346 | in |
| D | = | Diameter tangki | = 42,692 | in |
| f | = | maximum allowable stress | = 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi pengelasan | = 0,850 | (single welded butt join) |
| c | = | minimum corrosion allowance | = 0,125 | in |

Sehingga tebal shell adalah
$t_{shell}$ = 0,157 in
Maka $t_{shell}$ standar adalah = 0,188 in

**3. Menentukan Tebal Head**

Bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis Carbon steel SA 283 Grade C.

$$t = \frac{P.D}{2.f.e - 0{,}2P} + C$$

Keterangan

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = 0,850 | (single welded butt join) |
| D | = | Diameter tangki (in) | = 42,692 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = 16,166 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = 0,125 | in |

Sehingga didapatkan tebal head sebesar :
$t_{head}$ = 0,1571 in
Diambil $t_{head}$ standar : (Brownell &Young,1959)
$t_{head}$ = 0,1875 in
= 0,005 m

**4. Menghitung Tinggi Total Tangki**

$$\text{Tinggi total} = h_{shell} + 2t_{head}$$

Tinggi total = 1,094 m

## RINGKASAN TANGKI KLORIN (TU-05)

Fungsi : Tempat menyimpan klorin
Jenis : Silinder tegak dengan alas datar

**1. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | = | 30 | °C |
| Tekanan | = | 1 | atm |
| Waktu penyimpanan | = | 90 | hari |

**2. *Mechanical Design***

A. Shell

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 283 Grade C | |
| Diameter dalam (ID) | = | 1,084 | m |
| Diameter luar (OD) | = | 1,094 | m |
| Tinggi shell | = | 1,084 | m |
| Tebal shell | = | 0,005 | m |

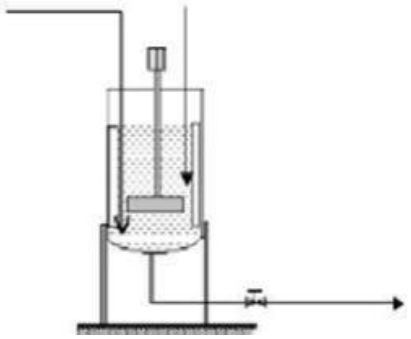
B. Tinggi Total Tangki = 1,094 m

C. Volume Tangki = 1,001 $m^3$

**TANGKI KLORINASI**
**(TU-06)**

Fungsi : Melarutkan kaporit ($Ca(OCl)_2$ untuk diumpankan kedalam tangki sanitasi sebagai penghilang kuman dan patogen

Jenis : Silinder tegak dengan alas datar



**Kondisi Operasi :**

Temperatur = 30 ℃ = 303 K

Tekanan = 1 atm

**1. Menghitung kebutuhan kaporit**

Untuk menghitung densitas digunakan persamaan berikut :

$$\rho = A.B^{-(1-\frac{T}{Tc})^n}$$

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

| Komponen | A | B | n | Tc |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,3471 | 2,74E-01 | 2,86E-01 | 6,47E+02 |

Sehingga densitas air :

| Komponen | Massa | Mol | xi | ρ (g/ml) | ρ ($kg/m^3$) |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 2.975 | 165,29 | 1,0000 | 1,0229 | 1.022,88 |

Kebutuhan air = 2.975,263 kg/jam

= 71.406,307 kg/hari

Volume air = 69,809 $m^3$

= 69.809,399 liter

Dosis kaporit yang dipakai dipasaran sebesar 8-10 gram per 1000 liter air

Dosis = 10 gram/1000 liter air

Massa $Ca(OCl)_2$ = 0,7 kg/jam

Larutan kaporit dibuat dengan kadar 5%.

Massa air = $\frac{95\%}{5\%}$ x 0,7

= 13,264 kg/jam

**2. Menghitung volume tangki**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Densitas $Ca(OCl)_2$ | = | 2.350 | $kg/m^3$ |
| Volume $Ca(OCl)_2$ | = | 0,0003 | $m^3$/jam |
| Volume air | = | 0,0130 | $m^3$/jam |
| Volume larutan | = | 0,0133 | $m^3$/jam |
| | = | 0,3183 | $m^3$/hari |

Untuk faktor keamanan maka diambil overdesign 20%, maka :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volume tangki | = | 0,382 | $m^3$ |
| | = | 13,491 | $ft^3$ |
| | = | 382,010 | liter |
| | = | 2,403 | bbl |

**3. Menentukan ukuran tangki**

Dirancang tangki dengan perbandingan D : H = 1 : 2.

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

$$V_T = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

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

$$D = \sqrt[3]{\frac{2V_T}{\pi}}$$

Sehingga didapatkan :

D = 0,624 m

H = 1,249 m

**4. Menghitung tinggi cairan**

$$h_c = \frac{4V_{cairan}}{\pi \times D^2}$$

Dimana :

$V_{cairan}$ = Volume larutan $H_2O$ di dalam tangki ($m^3$)

$h_c$ = Tinggi larutan $H_2O$di dalam tangki (m)

D = Diameter tangki (m)

Diketahui :

$V_{cairan}$ = 0,32 $m^3$

D = 0,62 m

Sehingga didapatkan :

$h_c$ = 1,040 m

**5. Menentukan tebal shell**

Pemilihan bahan konstruksi :

Dipilih carbon steel SA 283 Grade C karena mampu menahan korosi, ekonomis, keuletan bentuk dan sambungan las yang baik.

Menghitung tekanan design :
Tekanan desain adalah 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson,1983).
Tekanan desain diambil 10%, dimana tekanan operasi 1 atm.

$P_{operasi}$ = 1 atm
$P_{design}$ = 110% x $P_{operasi}$
= 1,1 atm
= 16,166 psi

Berdasarkan "Pressure Vessel Handbook", Megyessy (1997) tebal plat dinding tangki dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$t_{shell} = \frac{P.R}{f.E - 0{,}6P} + C$$

Keterangan:

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| R | = | Jari-jari, in | = | 0,312 | in |
| D | = | Diameter tangki | = | 0,624 | in |
| f | = | maximum allowable sterss | = | 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi pengelasan | = | 0,850 | |
| c | = | minimum corrosion allowance | = | 0,125 | in |

Sehingga tebal shell adalah
$t_{shell}$ = 0,125 in
Maka $t_{shell}$ standar adalah = 0,188 in

**6. Menghitung daya motor pengaduk**

A. Dimensi Pengaduk

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{H}{D_t} = 1 \qquad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

(Mc.Cabe, 1999)

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Da | = | Diameter pengaduk (m) | = | 1/3 | Dt = | 0,2060 | m |
| L | = | Lebar blade (m) | = | 1/4 | Da = | 0,0515 | m |
| E | = | Jarak pengaduk dari dasar reaktor | = | 1/3 | Dt = | 0,2060 | m |
| W | = | Tinggi blade (m) | = | 1/5 | Da = | 0,0412 | m |
| H | = | Tinggi Shell (m) | = | 1,52 | Dt = | 0,9489 | m |
| J | = | Tebal buffle (m) | = | 0,08 | Da = | 0,0165 | m |
| S | = | Panjang blade dari pusat putaran | = | 1/8 | Da = | 0,0258 | m |
| w | = | Lebar buffle (m) | = | 0,1 | Da = | 0,0206 | m |
| Dt | = | Diameter dalam tangki (m) | = | 0,62 | m | | |

B. Jumlah Pengaduk

$$Jumlah\ pengaduk = \frac{WELH}{ID}$$

Keterangan :

WELH = Water equivalen liquid high (H x Sg)
ID = Diameter dalam tangki
H = Ketinggian cairan di dalam tangki
Sg = Spesific gravity

Diketahui :

ID = 0,624 m
H = 1,040 m
Sg = 0,830

Sehingga didapatkan :

WELH = 0,864 m = 2,833 ft
Pengaduk = 1
Dibutuhkan 1 buah pengaduk.

C. Kecepatan Pengadukan

Kecepatan putar turbine with 6 flat blades berkisar antara 500-700 ft/menit (Rase, HF and J.R., Holmes, 1977). Sehingga dipilih kecepatan sebesar :

N = 500 ft/menit
= 152,400 m/menit
= 58,45 rpm

Dari Wallas , halaman 288 untuk kecepatan pengaduk standar :

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

Digunakan kecepatan pengadukan standar = 68 rpm
= 1,1 rps

C. Daya Penggerak

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

Dimana :

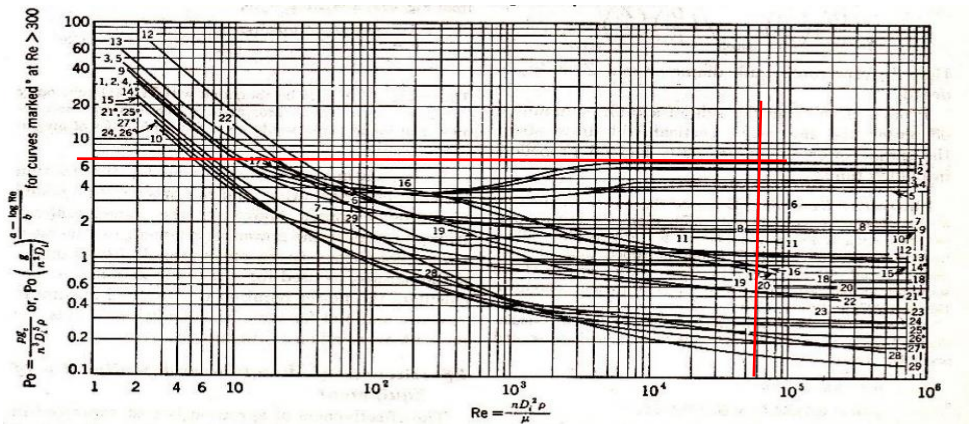
ρ = Densitas campuran (kg/m$^3$)
N = Kecepatan pengadukan (rps)
Da = Diameter pengaduk (m)
μ = Viskositas campuran (kg/m.s)

Data-data yang diperlukan :

ρmix = 1052,597 kg/m$^3$
Da = 0,206 m
μmix = 0,0008 kg/m.s
N = 1 rps

Sehingga didapatkan bilangan reynold sebesar :

$N_{Re}$ = 61747,15



Dipilih pengaduk six curved blade turbine (kurva 1).

Berdasarkan Fig. 477 (Brown,1977) didpatkan nilai po sebesar :

po = 7

Daya penggerak pengaduk dicari menggunakan rumus :

$$P = \frac{Po \times \rho \times N^3 Da^5}{gc}$$

Keterangan :

P = Daya penggerak (hp)

Po = Bilangan daya

ρ = Densitas galoryl (lb/ft3)

N = Kecepatan pengaduk (/s)

Da = Diameter pengaduk (ft)

Data-data yang diperlukan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Po | = | 7 | |
| ρ | = | 65,712 | lb/ft3 |
| N | = | 1,133 | rps |
| Da | = | 0,676 | ft |
| gc | = | 32,2 | lb.ft/lbf.s2 |

Sehingga didapatkan daya penggerak sebesar :

| | | | |
|---|---|---|---|
| P | = | 2,934 | hp |
| P | = | 2,188 | kW |

Efiensi motor pengaduk, diperoleh dari Tabel 3.1 Towler, Halaman 111

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

| Size (kW) | Efficiency (%) |
|---|---|
| 5 | 80 |
| 15 | 85 |
| 75 | 90 |
| 200 | 92 |
| 750 | 95 |
| >4000 | 97 |

Efisiensi pengadukan sebesar = 0,80

P = 3,67 hp

Standar daya penggerak Pengaduk : (Walas,1988)

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Sehingga daya penggerak pengaduk sebesar :

P = 5 hp

## RINGKASAN TANGKI KLORINASI (TU-06)

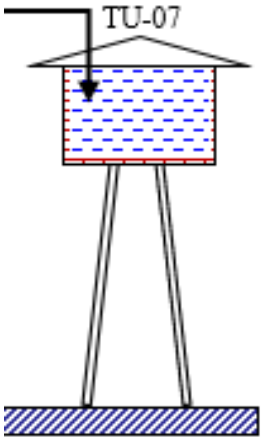
Fungsi : Melarutkan kaporit ($Ca(OCl)_2$) untuk diumpankan kedalam tangki sanitasi sebagai penghilang kuman dan patogen.

Jenis : Silinder tegak dengan alas datar

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volume | = | 0,3820 | $m^3$ |
| Diameter luar | = | 0,6338 | m |
| Diameter dalam | = | 0,6243 | m |
| Tinggi | = | 1,2486 | m |
| Daya pengaduk | = | 5 | hp |

**TANGKI SANITASI**
**(TU-07)**

Fungsi : Menampung air untuk kebutuhan air rumah tangga, kantor dan perumahan
Jenis : Tangki tower kerucut




**A. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | : | 30 | °C |
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Kecepatan massa | : | 2.975,26 | kg/jam |
| Densitas air | : | 1.022,88 | $kg/m^3$ |
| Waktu tinggal | : | 48 | jam |

**B. Dimensi Tangki**

Volume air dalam tangki $= \dfrac{\text{Kecepatan massa air}}{\text{Densitas air}}$

$= \dfrac{2.975,263 \text{ kg/jam}}{1.022,880 \text{ kg/m}^3}$

$= 2,909 \text{ m}^3\text{/jam} \times 48 \text{ jam}$

$= 139,618 \text{ m}^3$

Volume tangki yang diperlukan:
Dirancang angka keamanan 20% (over design) :
Volume tangki = 120% x 139,618 $m^3$
= 167,542 $m^3$

Menentukan ukuran tangki:
Berdasarkan Brownell & Young, “Process Equipment Design”, 1959, dipilih rancangan untuk tangki D = 8/3 H

$$Vt = \frac{\pi D^2 H}{12}$$

$$Vt = \frac{\pi \left(\frac{8}{3} H\right)^2 H}{12}$$

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| 167,542 | $m^3$ | = | 1,861 | $H^3$ |
| | $H^3$ | = | 90,040 | $m^3$ |
| | H | = | 4,482 | m |
| | D | = | 8/3 H | |
| | D | = | 11,952 | m |

## RINGKASAN TANGKI SANITASI (TU-07)

Tugas : Menampung air untuk kebutuhan air rumah tangga, kantor dan perumahan

**Kondisi Operasi**

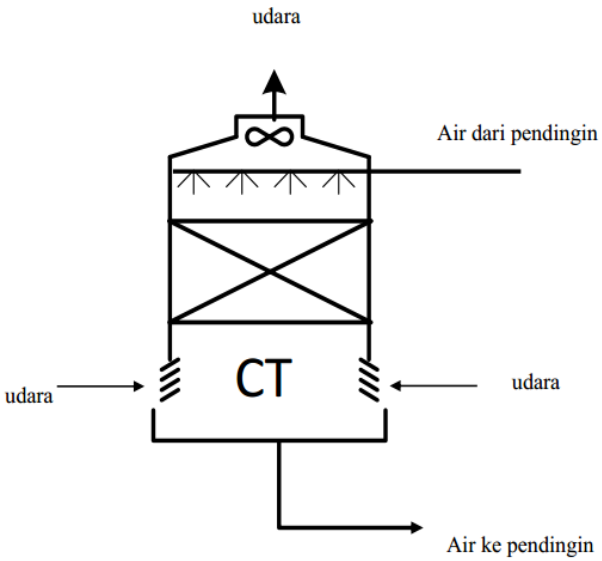
| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu (T) | = | 303 | K | = | 30 | ºC |
| Tekanan (P) | = | 1,013 | r | = | 1 | atm |

**Dimensi Tangki**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Volume | = | 167,542 | $m^3$ |
| Diameter | = | 11,952 | m |
| Tinggi | = | 4,482 | m |

**COOLING TOWER**
**(CT-01)**

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara.
Tipe : *Inducted Draft Cooling Tower*




**1. Data**

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu air masuk ($Ta_1$) | = | 50 | °C | = | 122 | °F |
| Suhu air keluar ($Ta_2$) | = | 30 | °C | = | 86 | °F |
| Suhu dry bulb udara (Td1) | = | 30 | °C | = | 86 | °F |
| Suhu wet bulb (Tw1) | = | 25 | °C | = | 77 | °F |
| Cooling range | = | 20 | °C | = | 68 | °F |
| Jumlah air | = | 174.885,8 | kg/jam | | | |
| | = | 769,497 | gal/min | | | |

Berdasarkan Fig. A.5.1 didapatkan data :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Kelembaban relatif | = | 70% | |
| Moisture (Y1) | = | 18,0 | g air/kg udara |
| | = | 0,02 | kg air/kg udara |

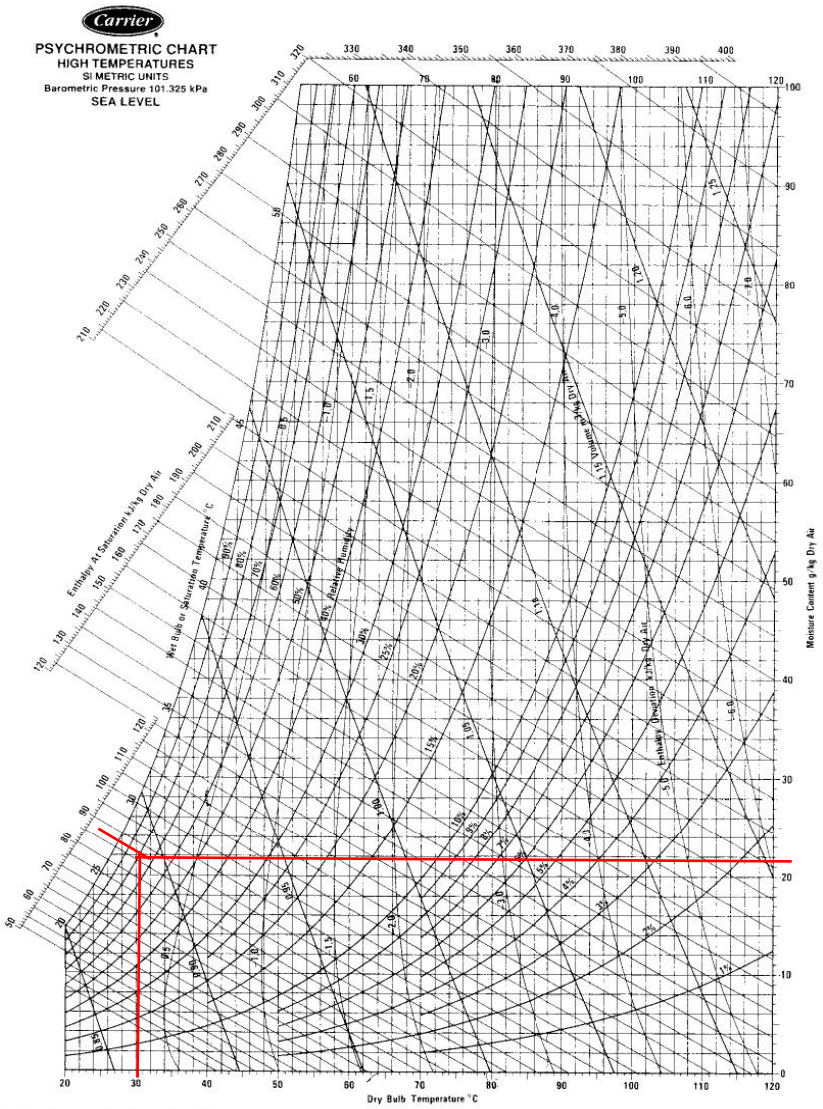



**Fig. A.5.1** Psychrometric chart for high temperature range.

## 2. Dimensi Cooling Tower

Berdasarkan Fig. 12-13 dan Fig 12-14 (Perrys, edisi 7) didapatkan data :

Konsentrasi air = 3 gal/min.ft$^2$

L/G = 1,4 (liquid mass velocity/gas velocity)

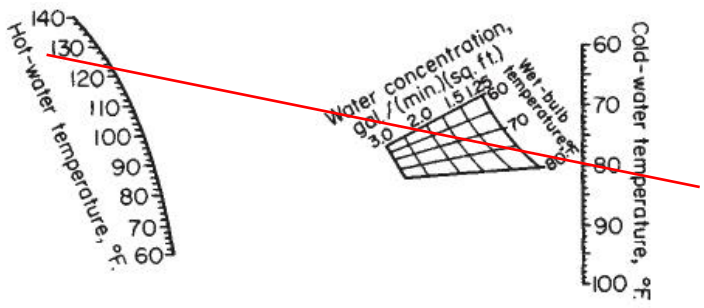



**FIG. 12-14** Sizing chart for a counterflow induced-draft cooling tower, for

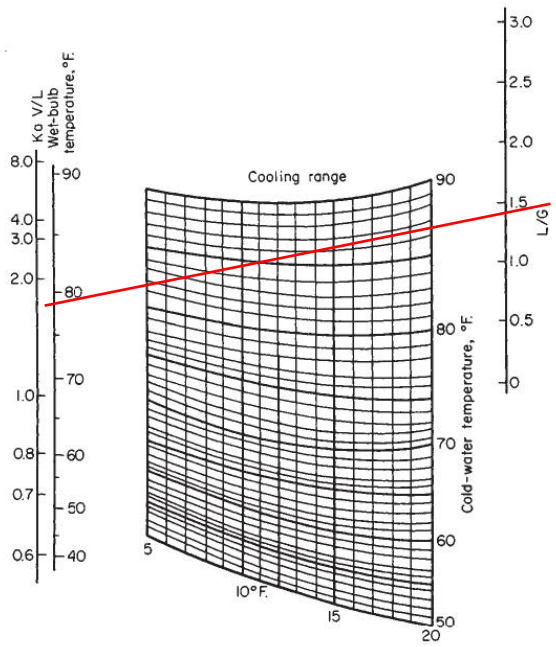



FIG. 12-13 Nomograph of cooling-tower characteristics. [*Wood and Betts*, Engineer, *189*(*4912*), *337* (*1950*).]

A. Luas Menara

$$\text{Luas menara} = \frac{Q}{Cw}$$

$$= \frac{769{,}497 \ \text{gal/min}}{3 \ \text{gal/min.ft}^2}$$

$$= 256{,}499 \ \text{ft}^2$$

B. Panjang dan Lebar

Perbandingan P/L adalah 2.

Luas menara = P x L

$256{,}499 \ \text{ft}^2 = 2L^2$

L = 11,3 ft = 3,45 m

P = 22,6 ft = 6,90 m

C. Dimensi Basin

Residence time = 30 menit

Massa air = 174885,777 kg/jam

$$\text{Volume} = \frac{m}{\rho}$$

$$= \frac{174885{,}777 \ \text{kg/jam}}{1000 \ \text{kg/m}^3}$$

$$= 174{,}886 \ \text{m}^3$$

$$\text{Kedalaman} = \frac{V}{p \times l}$$

$$= \frac{174{,}886 \ \text{m}^3}{23{,}830 \ \text{m}^2}$$

$$= 7{,}339 \ \text{m}$$

**3. Kecepatan Air dan Udara**

Mass velocity air $= \frac{\text{massa air}}{\text{A}}$

$= \frac{174885{,}777 \text{ kg/jam}}{256{,}499 \text{ ft}^2}$

$= 681{,}818 \text{ kg/ft}^2\text{.jam}$

$= 1503{,}152 \text{ lbm/ft}^2\text{.jam}$

Mass velocity udara $= \frac{\text{velocity air}}{\text{L/G}}$

$= \frac{1503{,}152 \text{ lbm/ft}^2\text{.jam}}{1{,}4000}$

$= 1073{,}680 \text{ lbm/ft}^2\text{.jam}$

**4. Number of Transfer Unit**

Nilai H' (enthalphy dry air)dibaca pada tabel 12-1 Perrys's ed.7

| T (˚F) | H' | T (˚F) | H' |
|---|---|---|---|
| 84 | 48,22 | 104 | 79,31 |
| 86 | 50,66 | 106 | 83,83 |
| 88 | 53,23 | 108 | 87,76 |
| 90 | 55,93 | 110 | 92,34 |
| 92 | 58,78 | 112 | 97,18 |
| 94 | 61,77 | 114 | 102,31 |
| 96 | 64,92 | 116 | 107,73 |
| 98 | 68,23 | 118 | 113,46 |
| 100 | 71,73 | 120 | 119,54 |
| 102 | 75,42 | 122 | 125,98 |

Suhu air masuk ($Ta_1$) = 122 °F

Suhu air keluar ($Ta_2$) = 86 °F $H = H_{wet\ bulb} + (L/G)\Delta T$

ΔT = 3,6 °F

| T (˚F) | H' | H | H'-H | 1/H'-H | simbol |
|---|---|---|---|---|---|
| 86,000 | 50,660 | 40,575 | 10,085 | 0,09916 | y0 |
| 89,600 | 55,390 | 45,615 | 9,775 | 0,1023 | y1 |
| 93,200 | 60,574 | 50,655 | 9,919 | 0,10082 | y2 |
| 96,800 | 66,244 | 55,695 | 10,549 | 0,0948 | y3 |
| 100,400 | 72,468 | 60,735 | 11,733 | 0,08523 | y4 |
| 104,000 | 79,310 | 65,775 | 13,535 | 0,07388 | y5 |
| 107,600 | 86,974 | 70,815 | 16,159 | 0,06189 | y6 |
| 111,200 | 95,244 | 75,855 | 19,389 | 0,05158 | y7 |
| 114,800 | 104,478 | 80,895 | 23,583 | 0,0424 | y8 |
| 118,400 | 114,676 | 85,935 | 28,741 | 0,03479 | y9 |
| 122,000 | 125,980 | 90,975 | 35,005 | 0,02857 | y10 |

$$NTU = \frac{\Delta T}{3}(y0 + 4(y1 + y3 + y5 + y7 + y9) + 2(y2 + y4 + y6 + y8) + y10)$$

NTU = 2,565

**5. Suhu Udara Keluar ($Td_2$)**

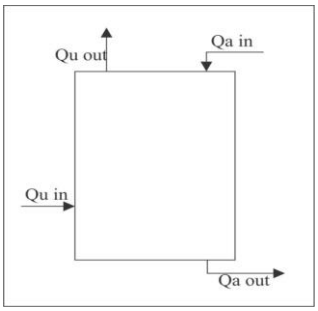
$$T_{d2} = T_{d1} + \frac{e^{NTU}}{T_1 - T_2}$$

$T_{d2}$ = 96,21 °F
= 35,67 °C

**6. Massa Udara (G)**

G = Mass velocity x A
= 1073,68 x 256,499
= 275397,957 lbm/jam
= 124918,310 kg/jam

**7. Neraca Panas**




A. Panas Udara Masuk

$$Q_{uin} = G \times H_g$$
$$H_g = (C_{pu} + Y_1 C_{uap})(T_{d1} - T_{ref}) + H_v Y_1$$

Keterangan :
G = Kecepatan massa udara basis kering (kg/jam)
Cpu = Kapasitas panas udara basis kering (kJ/kg.K)
$Y_1$ = Rasio massa uap air/massa udara basis kering masuk
$T_{d1}$ = Suhu udara masuk (K)
$T_{ref}$ = Suhu udara reference (K)
$H_v$ = Enthaphy of vaporization (kJ/kg)
Cpuap = Kapasitas panas uap air (kJ/kg.K)
Diketahui :
$C_{pu}$ = 1,005 kJ/kg.K
$C_{puap}$ = 1,884 kJ/kg.K
$H_v$ = 2676,1 kJ/kg
$Y_1$ = 0,018
$T_{d1}$ = 303,150 K
$T_{ref}$ = 298,150 K
Sehingga didapatkan Hg :
Hg = 53,364 kJ/kg
$Qu_{in}$ = 6666185,68 kJ/jam

B. Panas Air Masuk

$$Qa_{in} = L_1 \times Cp_{air} \times (T_{a1} - T_{ref})$$

Keterangan :
$C_{pair}$ = Kapasitas panas air (kJ/kg.K)
$L_1$ = Kecepatan massa air masuk (kg/jam)
$T_{a1}$ = Suhu air keluar (K)
$T_{a2}$ = Suhu air masuk (K)
Diketahui :
$L_1$ = 174885,777 kg/jam
$T_{a1}$ = 323,15 K
$T_{ref}$ = 298,15 K
$C_{pair}$ = 4,184 kJ/kg.K
Sehingga didapatkan :
$Qa_{in}$ = 18293052,3 kJ/jam

C. Panas Air Keluar

$$Qa_{out} = L_2 \times Cp_{air} \times (T_{a2} - T_{ref})$$

Keterangan :
$C_{pair}$ = Kapasitas panas air (kJ/kg.K)
$L_2$ = Kecepatan massa air keluar (kg/jam)
$T_{a1}$ = Suhu air keluar (K)
$T_{a2}$ = Suhu air masuk (K)
Diketahui :
$T_{a2}$ = 303,15 K
$T_{ref}$ = 298,15 K
$C_{pair}$ = 4,184 kJ/kg.K
Sehingga didapatkan :
$Qa_{out}$ = $L_2$ x 20,92 kJ/kg …....[1]

D. Panas Udara Keluar

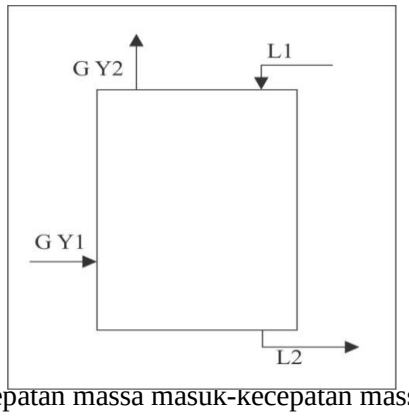
$$Q_{uout} = G \times H_g$$
$$H_g = (C_{pu} + Y_2 C_{uap})(T_{d2} - T_{ref}) + H_v Y_2$$

Keterangan :
G = Kecepatan massa udara basis kering (kg/jam)
Cpu = Kapasitas panas udara basis kering (kJ/kg.K)
$Y_2$ = Rasio massa uap air/massa udara basis kering KELUAR
$T_{d2}$ = Suhu udara keluar (K)
$T_{ref}$ = Suhu udara reference (K)
$H_v$ = Enthaphy of vaporization (kJ/kg)
Cpuap = Kapasitas panas uap air (kJ/kg.K)
Diketahui :
$C_{pu}$ = 1,005 kJ/kg.K
$C_{puap}$ = 1,884 kJ/kg.K

$H_v$ = 2676,1 kJ/kg
$T_{d2}$ = 308,822 K
$T_{ref}$ = 298,150 K
Sehingga didapatkan Hg :
Hg = 10,726 kj/kg + 2696,21 $Y_2$
$Qu_{out}$ = 124918,310 kg/jam x ( 10,726 kj/kg + 2696,21 $Y_2$ )
$Qu_{out}$ = 1339855,50 kJ/jam + 336805619 $Y_2$ ….....[2]

Neraca panas pada cooling tower :
$Qu_{in}$ + $Qa_{in}$ = $Qu_{out}$ + $Qa_{out}$
24959237,952 = 20,92 $L_2$ + 1339855,50 + 336805619 $Y_2$
23619382,450 = 20,92 $L_2$ + 336805619 $Y_2$ ….....[3]

## 8. Neraca Massa




Kecepatan massa masuk-kecepatan massa keluar = 0
G (1+Y1) + L1 - G (1+Y2) - L2 = 0
G (Y1-Y2) + L1 - L2 = 0
G (Y2-Y1) + L2 = L1
Keterangan :
G = Kecepatan massa udara basis kering (kg/jam)
$L_1$ = Kecepatan massa air masuk (kg/jam)
$L_2$ = Kecepatan massa air keluar (kg/jam)
$Y_1$ = Rasio massa uap air/massa udara basis kering masuk
$Y_2$ = Rasio massa uap air/massa udara basis kering keluar

$L_1$ = $L_2$ + 124918,310 $Y_2$ - 2248,530
174885,777 = $L_2$ + 124918,310 $Y_2$ - 2248,530
177134,307 = $L_2$ + 124918,310 $Y_2$ ……[4]

Eliminasi persamaan 3 dan 4
177134,307 = $L_2$ + 124918,3 $Y_2$ | x 20,92
23619382,5 = 20,92 $L_2$ + 336805619 $Y_2$ | x 1

3705650 = 20,92 $L_2$ + 2613291 $Y_2$
23619382 = 20,92 $L_2$ + 336805619 $Y_2$ -
-19913733 = 0,0000 + -3,E+08 $Y_2$

$Y_2$ = 0,0596

$L_2$ = 169690,719 kg/jam

maka kelembaban udara keluar adalah 0,0596 kg air/kg udara.

Substitusi nilai Y2 ke persamaan 2 :

$Qu_{out}$ = 1339855,50 kJ/jam + 336805619 $Y_2$

= 21409308,1 kJ/jam

Substitusi nilai L2 ke persamaan 1 :

$Qa_{out}$ = $L_2$ x 20,92 kJ/kg

= 3549929,8 kJ/jam

Neraca massa cooling tower :

| Komp | Inlet | | Outlet | |
|---|---|---|---|---|
| | L1 (kg/jam) | G (kg/jam) | L2 (kg/jam) | G (kg/jam) |
| Air | 174885,777 | | 169690,719 | 5195,058 |
| Udara | | 124918,310 | | 124918,310 |
| **Total** | **299804,087** | | **299804,087** | |

Neraca panas cooling tower :

| Komp | Masuk (kJ/jam) | Keluar (kJ/jam) |
|---|---|---|
| Air | 18293052,274 | 3549929,842 |
| Udara | 6666185,678 | 21409308,110 |
| **Total** | **24959237,952** | **24959237,952** |

**9. Kebutuhan Make up**

A. Air yang Menguap

We = $L_1$ - $L_2$

= 174886 - 169691

= 5195,06 kg/jam

B. Air yang Menghilang Akibat Drift Loss (Percikan)

Wd = 0,02% Wc (Perrys, ed 8)

= 0,02% x 174885,78

= 34,977 kg/jam

C. Air Blowdown

$$Wb = \frac{we}{cycle - 1}$$

Range cycle 3-5 (Perrys, ed.8)
Diambil cycle 4.

$$= \frac{5195,06}{3}$$

= 1731,686 kg/jam

D. Total Air Make Up

Total = We + Wd + Wb

= 5195,06 + 34,98 + 1731,69

= 6961,72 kg/jam

**10. Tinggi Menara**

$$Z = \frac{NTU \times mass\ velocity\ air}{kxa} + tinggi\ basin$$

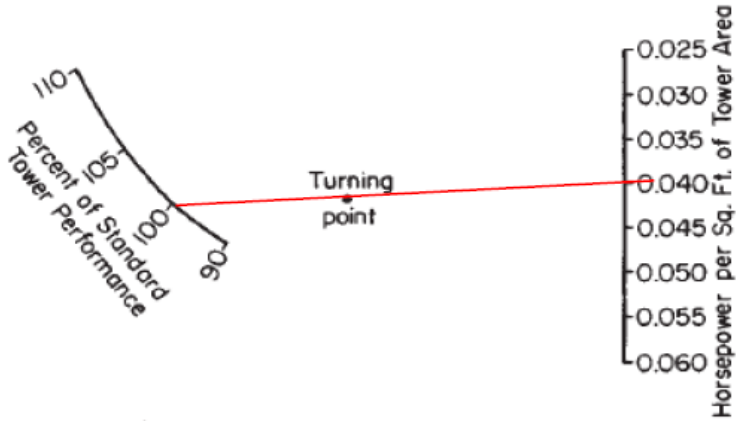
| | | | |
|---|---|---|---|
| kxa | = | 200 | lbm/ft$^3$.jam |
| mass velocity | = | 1503,152 | lbm/ft$^2$.jam |
| NTU | = | 2,565 | |
| Tinggi basin | = | 24,078 | ft |

Sehingga didapatkan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Z | = | 43,359 | ft |
| | = | 13,216 | m |

**11. Daya Motor Penggerak Fan Cooling Tower**

Untuk tower performance 100% diperoleh power Fan Hp = 0,04 hp/ft$^2$




Tenaga yang dibutuhkan = A x Fan Hp

= 256,499 x 0,04

= 10,260 hp

Effisiensi motor penggerak dipili 80%, maka :

$$Hp = \frac{10,2600}{80\%}$$

= 12,825 hp

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih hp standar = 15 hp

## COOLING TOWER (CT-01)

Fungsi : Mendinginkan air pendingin yang telah digunakan oleh peralatan proses dengan menggunakan media pendingin udara.

Tipe : Inducted Draft Cooling Tower

### A. Kondisi Operasi

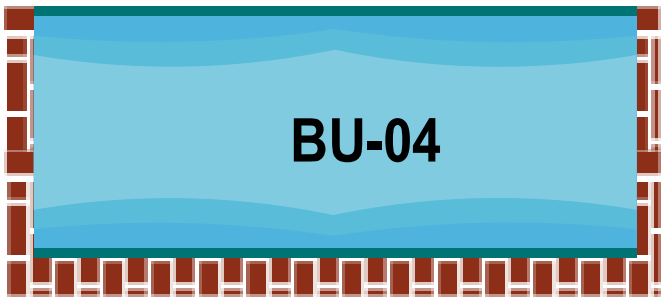
| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu masuk air | = | 50,0 | °C |
| Suhu keluar air | = | 30,0 | °C |
| Suhu masuk udara | = | 30,0 | °C |
| Suhu keluar udara | = | 35,67 | °C |
| Massa masuk air | = | 174885,777 | kg/jam |
| Massa keluar air | = | 169690,719 | kg/jam |
| Massa udara | = | 124918,310 | kg/jam |
| Kebutuhan make up | = | 6961,721 | kg/jam |
| NTU | = | 2,565 | |

### B. Dimensi Menara

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tinggi menara | = | 13,216 | m |
| Panjang menara | = | 6,904 | m |
| Lebar menara | = | 3,452 | m |
| Kedalaman basin | = | 7,339 | m |

**BAK AIR PENDINGIN**
**(BU-04)**

Tugas : Menampung air pendingin
Jenis : Bak persegi panjang




## A. Kondisi Operasi

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | : | 30 | °C |
| Tekanan | : | 1 | atm |
| Kecepatan massa | : | 174.886 | kg/jam |
| Densitas air | : | 1.022,88 | $kg/m^3$ |
| Kecepatan volume | : | 170,974 | $m^3$/jam |
| Waktu tinggal | : | 24 | jam |

## B. Dimensi Bak Penampung

Volume air ($V_L$) = Kecepatan volume x waktu tinggal
= 170,974 x 24
= 4103,373 $m^3$

Volume bak ($V_B$) = $V_L$ x overdesign 120%
= 4103,373 x 120%
= 4924,048 $m^3$

Dirancang kedalaman bak 7 meter, dengan rasio panjang : lebar = 1 : 1.

Volume bak ($V_B$) = P x L x H
= L x L x 7
= 7 $L^2$

Sehingga didapatkan :

L = 26,522 m
P = 26,522 m

## C. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa beton bertulang dengan ketebalan 20 cm.

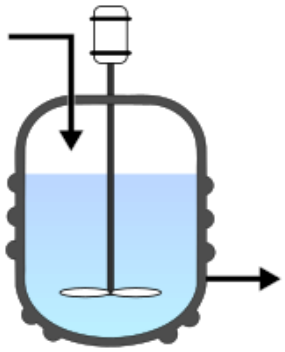
## RINGKASAN BAK PENYIMPANAN LANJUTAN (BU-03)

Tugas : Menampung air pendingin
Jenis : Bak persegi panjang

| | | | |
|---|---|---|---|
| Laju alir | = | 174.886 | kg/jam |
| Waktu tinggal | = | 24 | jam |
| Volume bak | = | 4924,05 | $m^3$ |
| Panjang | = | 26,52 | m |
| Lebar | = | 26,52 | m |
| Tinggi | = | 7 | m |
| Tebal | = | 0,2 | m |

**TANGKI NaOH**
**(TU-08)**

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan sodium hidroksida untuk regenerasi penukar anion
Jenis : Tangki silinder vertikal yang dilengkapi pengaduk



**Kondisi Operasi :**
Temperatur = 30 °C = 303 K
Tekanan = 1 atm

**1. Dimensi Tangki**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Massa air | = | 3784,42 | kg/jam |
| Konsentrasi NaOH yang diinjeksikan ke dalam air | = | 0,004% | per jam |
| Kebutuhan NaOH | = | 0,147 | kg/jam |
| Waktu penyimpanan | = | 30 | hari |
| Konsentrasi NaOH di tangki penyimpanan | = | 4% | |
| Konsentrasi air | = | 96% | |
| Densitas NaOH | = | 2,13 | kg/liter |
| | = | 2.130 | $kg/m^3$ |
| Densitas air | = | 1,023 | kg/liter |
| | = | 1.023 | $kg/m^3$ |
| Densitas campuran | = | 1,045 | kg/liter |
| | = | 1.045 | $kg/m^3$ |
| Kebutuhan NaOH selama penyimpanan | = | 106,124 | kg |
| Massa air selama penyimpanan | = | 2.546,98 | kg |
| Volume larutan | = | 2,54 | $m^3$ |

Tangki dirancang dengan faktor keamanan 20%, sehingga volume tangki :

| | | |
|---|---|---|
| $V_{tangki}$ | = 3,048 | $m^3$ |
| | = 107,633 | $ft^3$ |
| | = 19,170 | barrel |
| | = 805,232 | galon |

Diambil D = H, maka :
Diameter, D = 5,16 ft = 1,57 m = 61,9 in
Tinggi, H = 5,16 ft = 1,57 m = 61,9 in

**2. Tebal Shell**

Pemilihan bahan konstruksi :

Dipilih stainless steel SA 283 Grade C karena mampu menahan korosi, ekonomis keuletan bentuk dan sambungan las yang baik.

Menghitung tekanan design :

Tekanan desain adalah 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson,1983).

Tekanan desain diambil 10%, dimana tekanan operasi 1 atm.

$P_{operasi}$ = 1 atm

$P_{design}$ = 110% x $P_{operasi}$

= 1,1 atm

= 16,166 psi

Berdasarkan "Pressure Vessel Handbook", Megyessy (1997) tebal plat dinding tangki dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$t_{shell} = \frac{P.R}{f.E - 0{,}6P} + C$$

Keterangan:

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| R | = | Jari-jari, in | = | 30,939 | in |
| D | = | Diameter tangki | = | 61,878 | in |
| f | = | maximum allowable sterss | = | 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi pengelasan | = | 0,850 | |
| c | = | minimum corrosion allowance | = | 0,125 | in |

Sehingga tebal shell adalah

$t_{shell}$ = 0,1716 in

Maka $t_{shell}$ standar adalah = 0,1875 in

**3. Tebal dan Tinggi Head**

Untuk menghitung tebal head dapat menggunakan persamaan berikut :

$$t_{head} = \frac{0{,}885.P.r_i}{f.E - 0{,}1.P} + C$$

Keterangan

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = | 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = | 0,85 | |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = | 30,939 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = | 16,166 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = | 0,125 | |

Sehingga didapatkan tebal head sebesar :

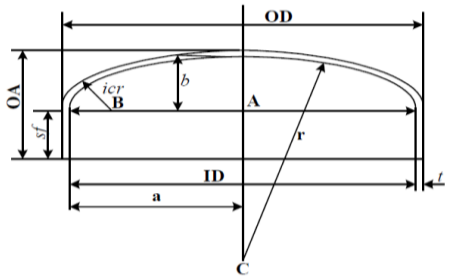
$t_{head}$ = 0,1662 in

Diambil $t_{shell}$ standar : (Brownell &Young,1959)

$t_{head}$ = 0,1875 in

= 0,005 m

Menghitung tinggi head :




Keterangan:

Icr = *Inside coerner radius*
sf = *Straight flange*
r = *Radius of dish*
a = *Inside radius*
b = *Dept of dish*
OD = *Outside diameter*
ID = *Inside diameter*

Mencari a : $a = \frac{ID_s}{2}$

Mencari OD : $OD = ID_s + 2t_s$

Mencari AB : $AB = a - icr$

Mencari BC : $BC = r - icr$

Mencari b : $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

(Brownell & Young, 1959, p.87)

Sehingga dapat dihitung :

a = 30,939 in
OD = 62,253 in
$t_{head}$ = 0,188 in
icr = 3,630 in
r = 60 in
AB = 30,3768 in
BC = 59,4375 in
b = 8,91 in

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), untuk tebal head = 0,2 standar straight flange antara 1,5-2 Maka dipilih Sf :

Sf = 2 in

Tinggi head dihitung menggunakan rumus berikut.

$$Tinggi\ Head = t_{head} + b + S_f$$

Tinggi head = 11,099 in
= 0,925 ft
= 0,282 m

**4. Panjang Total Tangki**

$$Tinggi\ total\ =\ H_{shell} + 2Tinggi\ head$$

Tinggi total = 2,136 m

**5. Merancang Pipa Inlet dan Outlet**

Diameter dalam pipa dihitung menggunakan persamaan :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45}(\rho_H)^{0{,}13}$$

(Peters and Timmerhaus, 1991)

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)

$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$)

$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :

$Q_H$ = Laju alir cairan / Densitas cairan

= 3,68 kg/jam / 1.044,59 $kg/m^3$

= 0,004 $m^3/jam$

= 3,46E-05 $ft^3/s$

$\rho_H$ = 65,21 $lb/ft^3$

Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :

Di = 0,0660 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

*Nominal pipe size,* Nps = 0,125 in

*Schedule Number,* Sch = 40

*Outside Diameter,* OD = 0,405 in

*Inside Diameter,* ID = 0,269 in

*Flow area per pipe* = 0,058 $in^2$

**6. Pengaduk**

Viskositas

$$\log \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

(Yaws,1999)

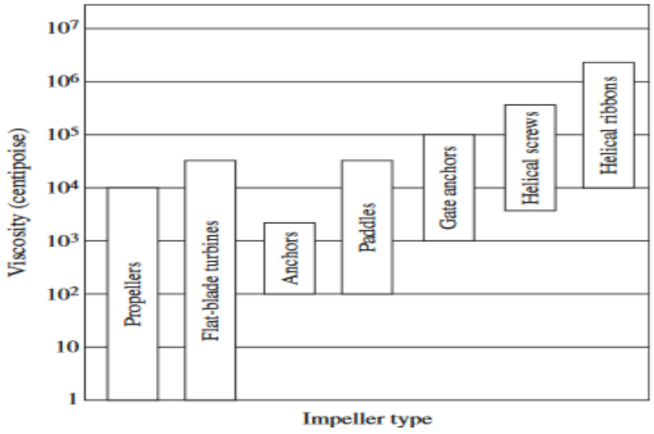
$\mu_{liq}$ = Viskositas gas (centipoise)

T = Suhu (Kelvin)

| Komponen | A | B | C | D | Fraksi | µl (cP) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -10,216 | 1,8E+03 | 1,8E-02 | -1E-05 | 0,04 | 3,3E-02 |
| NaOH | -4,1939 | 2,1E+03 | 2,8E-03 | -6E-07 | 0,96 | 2,2E+03 |
| **Total** | | | | | **1,00** | **2214,92** |

A. Jenis Pengaduk

Viskositas larutan pada suhu operasi sebesaar 2214,92 cP




(Smith J.M, hal.242)

Berdasarkan gambar diatas maka dipilih pengaduk jenis flat blade turbine.

B. Dimensi Pengaduk

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{H}{D_t} = 1 \qquad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

(Mc.Cabe, 1999)

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Da | = | Diameter pengaduk (m) | = | 1/3 | Dt = | 0,5187 | m |
| L | = | Lebar blade (m) | = | 1/4 | Da = | 0,1297 | m |
| E | = | Jarak pengaduk dari dasar reaktor | = | 1/3 | Dt = | 0,5187 | m |
| W | = | Tinggi blade (m) | = | 1/5 | Da = | 0,1037 | m |
| H | = | Tinggi Shell (m) | = | 1,57 | Dt = | 2,4703 | m |
| J | = | Tebal buffle (m) | = | 0,08 | Da = | 0,0415 | m |
| S | = | Panjang blade dari pusat putaran | = | 1/8 | Da = | 0,0648 | m |
| w | = | Lebar buffle (m) | = | 0,1 | Da = | 0,05187 | m |
| Dt | = | Diameter dalam tangki (m) | = | 1,57 | m | | |

C. Jumlah Pengaduk

$$Jumlah\ pengaduk = \frac{WELH}{ID}$$

Keterangan :

| | | |
|---|---|---|
| WELH | = | Water equivalen liquid high (H x Sg) |
| ID | = | Diameter dalam reaktor |
| H | = | Ketinggian cairan di dalam reaktor |
| Sg | = | Spesific gravity |

Diketahui :

| | | | |
|---|---|---|---|
| ID | = | 1,572 | m |
| H | = | 1,572 | m |
| Sg | = | 0,977 | |

Sehingga didapatkan :

WELH = 1,536 m = 5,038 ft

Pengaduk = 0,977

Dibutuhkan 1 buah pengaduk.

D. Kecepatan Pengadukan

Kecepatan putar turbine with 6 flat blades berkisar antara 500-700 ft/min (Rase, HF and J.R., Holmes, 1977). Sehingga dipilih kecepatan sebesar :

N = 500 ft/menit

= 152,400 m/menit

= 49,65 rpm

Dari Wallas , halaman 288 untuk kecepatan pengaduk standar :

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

Digunakan kecepatan pengadukan standar = 56 rpm

= 1 rps

E. Daya Penggerak

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

Dimana :

ρ = Densitas campuran (kg/m$^3$)

N = Kecepatan pengadukan (rps)

Da = Diameter pengaduk (m)

μ = Viskositas campuran (kg/m.s)

Data-data yang diperlukan :

ρ = 1044,593 kg/m$^3$

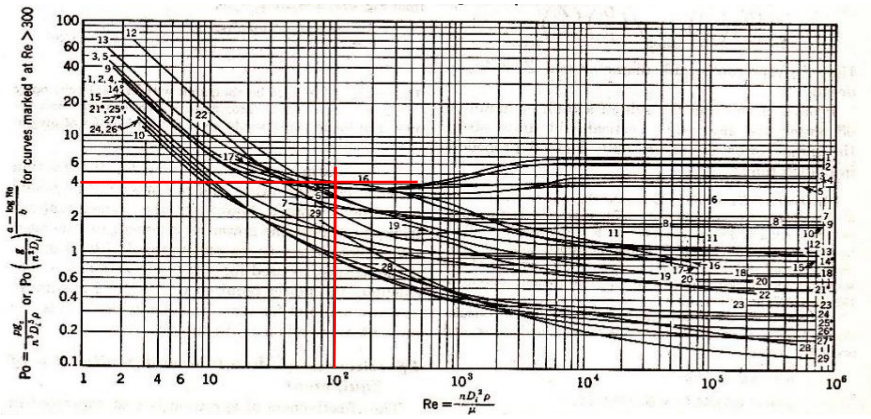
Da = 0,519 m

μ = 2,215 kg/m.s

N = 1 rps

Sehingga didapatkan bilangan reynold sebesar :

$N_{Re}$ = 118,41



Jenis pengaduk flat blade turbine (kurva 1)
Berdasarkan Fig. 477 (Brown,1977) didpatkan nilai po sebesar :
po = 4

Daya penggerak pengaduk dicari menggunakan rumus :

$$P = \frac{Po \times \rho \times N^3 Da^5}{gc}$$

Keterangan :
P = Daya penggerak (hp)
Po = Bilangan daya
ρ = Densitas galoryl (lb/ft3)
N = Kecepatan pengaduk (/s)
Da = Diameter pengaduk (ft)
Data-data yang diperlukan :
Po = 4
ρ = 65,212 lb/ft3
N = 1 rps
Da = 1,702 ft
gc = 32,200 lb.ft/lbf.s2
Sehingga didapatkan daya penggerak sebesar :
P = 93,972 hp
Efiensi motor pengaduk, diperoleh dari Tabel 3.1 Towler, Halaman 111

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

| Size (kW) | Efficiency (%) |
|---|---|
| 5 | 80 |
| 15 | 85 |
| 75 | 90 |
| 200 | 92 |
| 750 | 95 |
| >4000 | 97 |

Efisiensi pengadukan sebesar = 0,80
P = 117,47 hp
Standar daya penggerak Pengaduk : (Walas,1988)

*Hoursepower Ratings[31] Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Sehingga daya penggerak pengaduk sebesar :
P = 100 hp

**7. Volume Tangki Setelah Ada Pengaduk**

A. Menghitung Volume Blade

$$Volume\ blade = L \times W \times S$$

Keterangan :

L = Lebar blade (m)
W = Tinggi blade (m)
S = Panjang blade (m)

Diketahui :

L = 0,1297 m
W = 0,1037 m
S = 0,0648 m

Jumlah blade yaitu 6 blade dengan 1 pengaduk sehingga didapatkan :

$V_{blade}$ = 0,0052 $m^3$

B. Menghitung Volume Buffle

$$Volume\ bufflee = w \times J \times Hb$$

Keterangan :

w = Lebar buffle (m)
J = Tebal buffle (m)
Hb = Tinggi buffle (m)

Diketahui :

w = 0,0519 m
J = 0,0415 m
Hb = 1,5717 m

Jumlah buffle ada 4, sehingga didapatkan volume buffle sebesar :

$V_{buffle}$ = 0,0135 $m^3$

C. Menghitung Volume Total

$V_{total}$ = Vblade + Vbuffle + Vliquid
= 0,0052 + 0,0135 + 2,5398
= 2,5586 $m^3$

D. Ketinggian Fluida Setelah Ada Pengaduk

$$H_{fluida} = \frac{V_{total}}{A}$$

Data-data yang diperlukan :

$V_{fluida}$ = 2,5586 $m^3$
$A_{tank}$ = 1,9392 $m^2$

Sehingga didapatkan :

$H_{fluida}$ = 1,3194 m

## Ringkasan Tangki NaOH (TU-04)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan sodium hidroksida untuk regenerasi penukar anion

Jenis : Tangki silinder vertikal yang dilengkapi pengaduk

**1. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu masuk | = | 30 | °C |
| Tekanan | = | 1 | atm |
| Laju alir massa | = | 3,685 | kg/jam |

**2. *Mechanical Design***

A. Shell

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Stainless Steel Type SA 167 Grade 3 | |
| Diameter dalam (ID) | = | 1,5717 | m |
| Diameter luar (OD) | = | 1,5812 | m |
| Tebal | = | 0,0048 | m |
| Tinggi | = | 1,5717 | m |

B. Head

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Stainless Steel Type SA 167 Grade 3 | |
| Jenis | = | Torisperical Dishead Head | |
| Tebal | = | 0,0048 | m |
| Tinggi | = | 0,2819 | m |

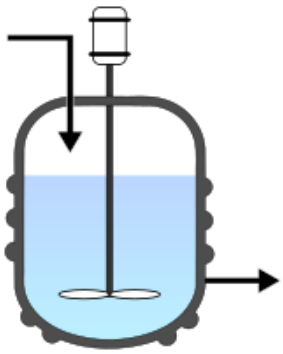
| | | | |
|---|---|---|---|
| C. Volume Tangki | = | 3,0478 | $m^3$ |
| D. Tinggi Total Tangki | = | 2,1355 | m |

**3. Pengaduk**

| | | | |
|---|---|---|---|
| A. Jenis | = | Flat-blade turbines | |
| B. Diameter | = | 0,5187 | m |
| C. Jumlah | = | 1 | m |
| D. Jumlah blade | = | 6 | |
| E. Jumlah baffle | = | 4 | |
| F. Daya | = | 100 | hp |
| G. Kecepatan pengadukan | = | 56 | rpm |

**TANGKI $H_2SO_4$**
**(TU-08)**

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan asam sulfat untuk regenerasi penukar kation
Jenis : Tangki silinder vertikal yang dilengkapi pengaduk



**Kondisi Operasi :**
Temperatur = 30 °C = 303 K
Tekanan = 1 atm

**1. Dimensi Tangki**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Massa air | = | 3784,42 | kg/jam |
| Konsentrasi $H_2SO_4$ yang diinjeksikan ke dalam air | = | 0,01% | per jam |
| Kebutuhan $H_2SO_4$ | = | 0,2239 | kg/jam |
| Waktu penyimpanan | = | 30 | hari |
| Konsentrasi $H_2SO_4$ di tangki penyimpanan | = | 2% | |
| Konsentrasi air | = | 98% | |
| Densitas $H_2SO_4$ | = | 1,025 | kg/liter |
| | = | 1.025 | $kg/m^3$ |
| Densitas air | = | 1,023 | kg/liter |
| | = | 1.023 | $kg/m^3$ |
| Densitas campuran | = | 1,023 | kg/liter |
| | = | 1.023 | $kg/m^3$ |
| Kebutuhan $H_2SO_4$ selama penyimpanan | = | 161,20 | kg |
| Massa air selama penyimpanan | = | 7.898,93 | kg |
| Volume larutan | = | 7,88 | $m^3$ |

Tangki dirancang dengan faktor keamanan 20%, sehingga volume tangki :

| | | |
|---|---|---|
| $V_{tangki}$ | = 9,455 | $m^3$ |
| | = 333,919 | $ft^3$ |
| | = 59,473 | barrel |
| | = 2498,132 | galon |

Diambil D = H, maka :

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Diameter, D | = | 7,52 | ft | = | 2,29 | m | = | 90,2 in |
| Tinggi, H | = | 7,52 | ft | = | 2,29 | m | = | 90,2 in |

**2. Tebal Shell**

Pemilihan bahan konstruksi :

Dipilih stainless steel SA 283 Grade C karena mampu menahan korosi, ekonomis, keuletan bentuk dan sambungan las yang baik.

Menghitung tekanan design :

Tekanan desain adalah 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson,1983).

Tekanan desain diambil 10%, dimana tekanan operasi 1 atm.

$P_{operasi}$ = 1 atm

$P_{design}$ = 110% x $P_{operasi}$

= 1,1 atm

= 16,166 psi

Berdasarkan "Pressure Vessel Handbook", Megyessy (1997) tebal plat dinding tangki dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$t_{shell} = \frac{P.R}{f.E - 0{,}6P} + C$$

Keterangan:

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| R | = | Jari-jari, in | = | 45,124 | in |
| D | = | Diameter tangki | = | 90,248 | in |
| f | = | maximum allowable sterss | = | 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi pengelasan | = | 0,8500 | (single welded butt join) |
| c | = | minimum corrosion allowance | = | 0,1250 | in |

Sehingga tebal shell adalah

$t_{shell}$ = 0,193 in

Maka $t_{shell}$ standar adalah = 0,250 in

**3. Tebal dan Tinggi Head**

Untuk menghitung tebal head dapat menggunakan persamaan berikut :

$$t_{head} = \frac{0{,}885.P.r_i}{f.E - 0{,}1.P} + C$$

Keterangan

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = | 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = | 0,850 | (single welded but join) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = | 45,124 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = | 16,166 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = | 0,125 | |

Sehingga didapatkan tebal head sebesar :

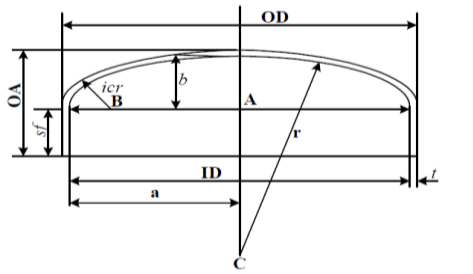
$t_{head}$ = 0,1850 in

Diambil $t_{shell}$ standar : (Brownell &Young,1959)

$t_{head}$ = 0,1875 in

= 0,005 m

Menghitung tinggi head :




Keterangan:

Icr = *Inside coerner radius*
sf = *Straight flange*
r = *Radius of dish*
a = *Inside radius*
b = *Dept of dish*
OD = *Outside diameter*
ID = *Inside diameter*

Mencari a : $$a = \frac{ID_s}{2}$$

Mencari OD : $$OD = ID_s + 2t_s$$

Mencari AB : $$AB = a - icr$$

Mencari BC : $$BC = r - icr$$

Mencari b : $$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

(Brownell & Young, 1959, p.87)

Sehingga dapat dihitung :

a = 45,124 in
OD = 90,623 in
$t_{head}$ = 0,188 in
icr = 5,875 in
r = 96,000 in
AB = 44,562 in
BC = 95,438 in
b = 11,605 in

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), untuk tebal head = 0,2 standar straight flange antara 1,5-2 Maka dipilih Sf :

Sf = 2 in

Tinggi head dihitung menggunakan rumus berikut.

$$Tinggi\ Head = t_{head} + b + S_f$$

Tinggi head = 13,792 in
= 1,149 ft
= 0,3503 m

**4. Panjang Total Tangki**

$$Tinggi\ total\ =\ H_{shell} + 2Tinggi\ head$$

Tinggi total = 2,993 m

**5. Merancang Pipa Inlet dan Outlet**

Diameter dalam pipa dihitung menggunakan persamaan :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45}(\rho_H)^{0{,}13}$$

(Peters and Timmerhaus, 1991)

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)

$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$)

$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :

$Q_H$ = Laju alir cairan / Densitas cairan

= 11,19 kg/jam / 1.022,92 $kg/m^3$

= 0,011 $m^3/jam$

= 1,07E-04 $ft^3/s$

$\rho_H$ = 63,859 $lb/ft^3$

Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :

Di = 0,110 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

*Nominal pipe size,* Nps = 0,125 in

*Schedule Number,* Sch = 40

*Outside Diameter,* OD = 0,405 in

*Inside Diameter,* ID = 0,269 in

*Flow area per pipe* = 0,058 $in^2$

**6. Pengaduk**

Viskositas

$$\log \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

(Yaws,1999)

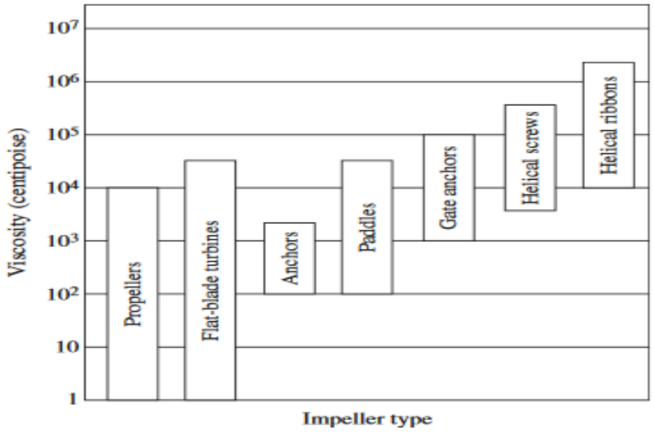
$\mu_{liq}$ = Viskositas gas (centipoise)

T = Suhu (Kelvin)

| Komponen | A | B | C | D | Fraksi | µl (cP) |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | -10,216 | 1,8E+03 | 1,8E-02 | -1,3E-05 | 0,02 | 1,6E-02 |
| $H_2SO_4$ | -18,705 | 3,5E+03 | 3,3E-02 | -1,7E-05 | 0,98 | 1,9E+01 |
| **Total** | | | | | **1,00** | **19,227** |

A. Jenis Pengaduk

Viskositas larutan pada suhu operasi sebesaar 19,2273 cP




(Smith J.M, hal.242)

Berdasarkan gambar diatas maka dipilih pengaduk flat blade turbine.

B. Dimensi Pengaduk

$$\frac{D_a}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{H}{D_t} = 1 \qquad \frac{J}{D_t} = \frac{1}{12}$$

$$\frac{E}{D_t} = \frac{1}{3} \qquad \frac{W}{D_a} = \frac{1}{5} \qquad \frac{L}{D_a} = \frac{1}{4}$$

(Mc.Cabe, 1999)

| | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Da | = | Diameter pengaduk (m) | = | 1/3 | Dt = | 0,756 | m |
| L | = | Lebar blade (m) | = | 1/4 | Da = | 0,189 | m |
| E | = | Jarak pengaduk dari dasar reaktor | = | 1/3 | Dt = | 0,756 | m |
| W | = | Tinggi blade (m) | = | 1/5 | Da = | 0,151 | m |
| H | = | Tinggi Shell (m) | = | 2,29 | Dt = | 5,255 | m |
| J | = | Tebal buffle (m) | = | 0,08 | Da = | 0,061 | m |
| S | = | Panjang blade dari pusat putaran | = | 1/8 | Da = | 0,095 | m |
| w | = | Lebar buffle (m) | = | 0,1 | Da = | 0,076 | m |
| Dt | = | Diameter dalam tangki (m) | = | 2,29 | m | | |

C. Jumlah Pengaduk

$$Jumlah\ pengaduk = \frac{WELH}{ID}$$

Keterangan :

| | | |
|---|---|---|
| WELH | = | Water equivalen liquid high (H x Sg) |
| ID | = | Diameter dalam reaktor |
| H | = | Ketinggian cairan di dalam reaktor |
| Sg | = | Spesific gravity |

Diketahui :

| | | | |
|---|---|---|---|
| ID | = | 2,292 | m |
| H | = | 2,292 | m |
| Sg | = | 0,977 | |

Sehingga didapatkan :

WELH = 2,2396 m = 7,34769 ft

Pengaduk = 0,9770

Dibutuhkan 1 buah pengaduk.

D. Kecepatan Pengadukan

Kecepatan putar turbine with 6 flat blades berkisar antara 500-700 ft/menit (Rase, HF and J.R., Holmes, 1977). Sehingga dipilih kecepatan sebesar :

N = 500 ft/menit

= 152,400 m/menit

= 49,65 rpm

Dari Wallas , halaman 288 untuk kecepatan pengaduk standar :

IMPELLER SPEED

With commercially available motors and speed reducers, standard speeds are 37, 45, 56, 68, 84, 100, 125, 155, 190, and 320rpm. Power requirements usually are not great enough to justify the use of continously adjustable steam turbine drives. Two-speed drives may be required when starting torques are high, as with a settled slurry.

Digunakan kecepatan pengadukan standar = 56 rpm

= 1 rps

E. Daya Penggerak

$$NRe = \frac{\rho \times N \times Da^2}{\mu}$$

Dimana :

ρ = Densitas campuran (kg/m$^3$)

N = Kecepatan pengadukan (rps)

Da = Diameter pengaduk (m)

μ = Viskositas campuran (kg/m.s)

Data-data yang diperlukan :

ρ = 1022,918 kg/m$^3$

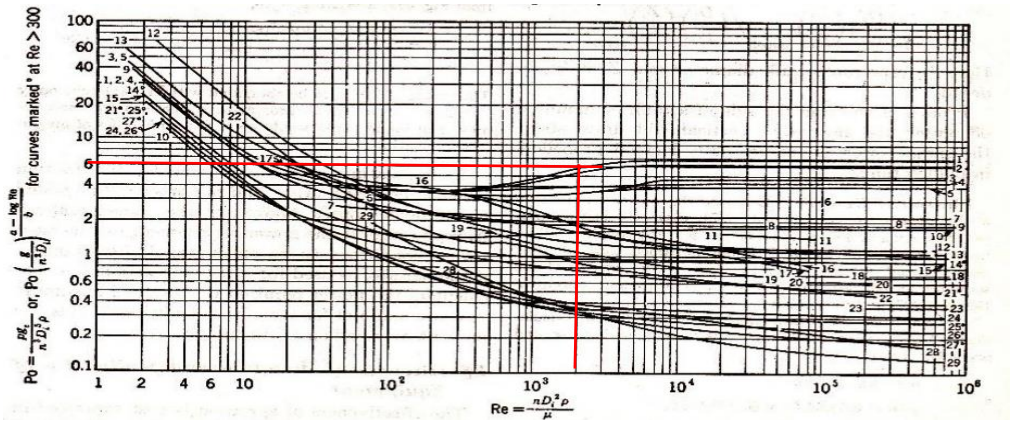
Da = 0,756 m

μ = 0,0192 kg/m.s

N = 1 rps

Sehingga didapatkan bilangan reynold sebesar :

$N_{Re}$ = 28413,79



Jenis pengaduk flat blade turbine (kurva 1)
Berdasarkan Fig. 477 (Brown,1977) didpatkan nilai po sebesar :
po = 6
Daya penggerak pengaduk dicari menggunakan rumus :

$$P = \frac{Po \times \rho \times N^3 Da^5}{gc}$$

Keterangan :
P = Daya penggerak (hp)
Po = Bilangan daya
ρ = Densitas galoryl (lb/ft3)
N = Kecepatan pengaduk (/s)
Da = Diameter pengaduk (ft)
Data-data yang diperlukan :
Po = 6
ρ = 63,859 lb/ft3
N = 1 rps
Da = 2,482 ft
gc = 32,200 lb.ft/lbf.s2
Sehingga didapatkan daya penggerak sebesar :
P = 455,4551 hp
Efiensi motor pengaduk, diperoleh dari Tabel 3.1 Towler, Halaman 111

**Table 3.1.** Approximate Efficiencies of Electric Motors

| Size (kW) | Efficiency (%) |
|---|---|
| 5 | 80 |
| 15 | 85 |
| 75 | 90 |
| 200 | 92 |
| 750 | 95 |
| >4000 | 97 |

Efisiensi pengadukan sebesar = 0,80
P = 569,32 hp
Standar daya penggerak Pengaduk : (Walas,1988)

*Hoursepower Ratings[31] Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Sehingga daya penggerak pengaduk sebesar :
P = 500 hp

**7. Volume Tangki Setelah Ada Pengaduk**

A. Menghitung Volume Blade

$$Volume\ blade = L \times W \times S$$

Keterangan :

L = Lebar blade (m)
W = Tinggi blade (m)
S = Panjang blade (m)

Diketahui :

L = 0,1891 m
W = 0,1513 m
S = 0,0946 m

Jumlah blade yaitu 6 blade dengan 1 pengaduk sehingga didapatkan :

$V_{blade}$ = 0,0162 $m^3$

B. Menghitung Volume Buffle

$$Volume\ bufflee = w \times J \times Hb$$

Keterangan :

w = Lebar buffle (m)
J = Tebal buffle (m)
Hb = Tinggi buffle (m)

Diketahui :

w = 0,0756 m
J = 0,0605 m
Hb = 2,2923 m

Jumlah buffle ada 4, sehingga didapatkan volume buffle sebesar :

$V_{buffle}$ = 0,0420 $m^3$

C. Menghitung Volume Total

$V_{total}$ = Vblade + Vbuffle + Vliquid
= 0,0162 + 0,0420 + 7,8795
= 7,9378 $m^3$

D. Ketinggian Fluida Setelah Ada Pengaduk

$$H_{fluida} = \frac{V_{total}}{A}$$

Data-data yang diperlukan :

$V_{fluida}$ = 7,9378 $m^3$
$A_{tank}$ = 4,1249 $m^2$

Sehingga didapatkan :

$H_{fluida}$ = 1,9244 m

## RINGKASAN TANGKI $H_2SO_4$ (TU-05)

Fungsi : Menyiapkan dan menyimpan asam sulfat untuk regenerasi penukar kation

Jenis : Tangki silinder vertikal yang dilengkapi pengaduk

**1. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu masuk | = | 30 | °C |
| Tekanan | = | 1 | atm |
| Laju alir massa | = | 11,195 | kg/jam |

**2. *Mechanical Design***

A. Shell

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Stainless Steel Type SA 167 Grade 3 Tipe 304 | |
| Diameter dalam (ID) | = | 2,2923 | m |
| Diameter luar (OD) | = | 2,3050 | m |
| Tebal | = | 0,0064 | m |
| Tinggi | = | 2,2923 | m |

B. Head

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Stainless Steel Type SA 167 Grade 3 Tipe 304 | |
| Jenis | = | Torisperical Dishead Head | |
| Tebal | = | 0,0048 | m |
| Tinggi | = | 0,3503 | m |

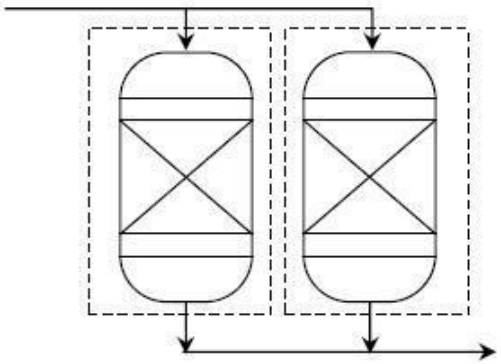
| | | | |
|---|---|---|---|
| C. Volume Tangki | = | 9,4555 | $m^3$ |
| D. Tinggi Total Tangki | = | 2,9929 | m |

**3. Pengaduk**

| | | | |
|---|---|---|---|
| A. Jenis | = | Flat-blade turbines | |
| B. Diameter | = | 0,7565 | m |
| C. Jumlah | = | 1 | m |
| D. Jumlah blade | = | 6 | |
| E. Jumlah baffle | = | 4 | |
| F. Daya | = | 500 | hp |
| G. Kecepatan pengadukan | = | 56 | rpm |

**KATION EXCHANGER**
**(KE-01)**

Tugas : Menghilangkan ion-ion positif yang masih terbawa dari air bersih
Jenis : Tangki Silinder Vertikal Dished Head.



**Data :**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Massa air | = | 3784,418 | kg/jam |
| Densitas | = | 1,023 | kg/liter |
| Debit air | = | 3699,785 | liter/jam |
| | = | 3,700 | $m^3$/jam |
| | = | 977,4832 | gallonn/jam |
| | = | 16,291 | gallon/menit |
| Konsentrasi ion positif air umpan | = | 63 | ppm |
| Konsentrasi jenuh resin | = | 65 | ppm |
| Efisiensi kerja resin | = | 95% | |
| Konsentrasi ion terikat resin | = | 61,75 | ppm |
| | = | 6,18E-05 | kg/liter |

**Reaksi:**

Reaksi penukaran kation

$2NaCl + RH_2 \longrightarrow RNa_2 + 2HCl$

$CaCO_3 + RH_2 \longrightarrow RCa + H_2CO_3$

$BaCl_2 + RH_2 \longrightarrow RBa + 2HCl$

Apabila resin jenuh, pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan $H_2SO_4$

Reaksi yang terjadi pada saat regenerasi

$RNa_2 + H_2SO_4 \longrightarrow RH_2 + Na_2SO_4$

$RCa + H_2SO_4 \longrightarrow RH_2 + CaSO_4$

$RBa + H_2SO_4 \longrightarrow RH_2 + BaSO_4$

**Kebutuhan $H_2SO_4$**

Kebutuhan $H_2SO_4$ untuk regenerasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

Kesadahan terikat resin = 6,2E-05 x Q
= 6,2E-05 x 3699,785
= 0,228 kg/jam

$H_2SO_4$ yang diperlukan = $\frac{0,228 \times BM\ H_2SO_4}{BM\ CaCO_3}$
= $\frac{0,228 \times 98}{100}$
= 0,224 kg/jam
= 1773,228 kg/tahun

**Volume dan Tinggi Tangki**

Dari Tabel 7, halaman 184 "Water Conditioning for Industry", Powell (1954), diketahui kecepatan per luas penampang bed yang biasa dipakai 3-10 gpm/$ft^2$

Dipilih

Luas Penampang = 3 gpm/$ft^2$
= $\frac{16,29\ gal/mnt}{3\ gpm/ft^2}$ = 5,43 $ft^2$

Maka

Diameter bed = $\left[\frac{4 \times 5,43}{3,14}\right]^{0,5}$
= 2,63 ft

Waktu regenerasi = 7 hari
= 168 jam sekali

Kapasitas resin = 2,0 kg/$ft^3$ (Powell, 1954, halaman 187)

Kesadahan terikat = 0,2285 kg/j x 168 jam
= 38,38 kg

Volume resin = $\frac{38,38\ kg}{2,000\ kg/ft^3}$
= 19,19 $ft^3$

Tinggi Bed Resin = $\frac{4 \times 19,2\ ft^3}{3,142 \times 6,91\ ft^2}$
= 3,53 ft

Untuk faktor keamanan maka diambil overdesign 20%, maka :

Volume tangki = 23,029 $ft^3$

Tinggi tangki = $\frac{4 \times 23,0\ ft^3}{3,142 \times 6,91\ ft^2}$
= 4,241 ft

**Tebal Shell**

Pemilihan bahan konstruksi :

Dipilih carbon steel SA 283 Grade C karena mampu menahan korosi, ekonomis, keuletan bentuk dan sambungan las yang baik.

Menghitung tekanan design :
Tekanan desain adalah 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson,1983).
Tekanan desain diambil 10%, dimana tekanan operasi 1 atm.

$P_{operasi}$ = 1 atm
$P_{design}$ = 110% x $P_{operasi}$
= 1,1 atm
= 16,166 psi

Berdasarkan "Pressure Vessel Handbook", Megyessy (1997) tebal plat dinding tangki dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$t_{shell} = \frac{P.R}{f.E + 0{,}4P} + C$$

Keterangan:

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| R | = | Jari-jari, in | = | 15,777 | in |
| D | = | Diameter tangki | = | 31,554 | in |
| f | = | maximum allowable sterss | = | 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi pengelasan | = | 0,850 | (single welded butt join) |
| c | = | minimum corrosion allowance | = | 0,125 | in |

Sehingga tebal shell adalah
$t_{shell}$ = 0,149 in
Maka $t_{shell}$ standar adalah = 3/16 in

**Tebal dan Tinggi Head**
Untuk menghitung tebal head dapat menggunakan persamaan berikut :

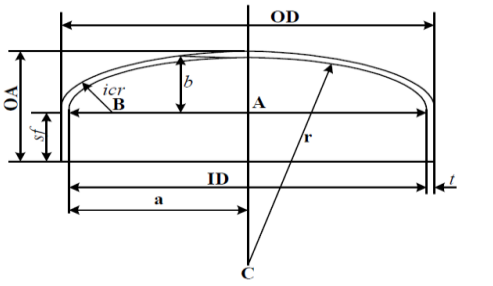
$$t_{head} = \frac{0{,}885.P.r_i}{f.E - 0{,}1.P} + C$$

Keterangan

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = | 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = | 0,85 | (single welded butt join) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = | 31,554 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = | 16,166 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = | 0,125 | |

Sehingga didapatkan tebal head sebesar :
$t_{head}$ = 0,1670 in
Diambil $t_{shell}$ standar : (Brownell &Young,1959)
$t_{head}$ = 3/16 in
= 0,005 m

Menghitung tinggi head :




Keterangan:

Icr = *Inside coerner radius*
sf = *Straight flange*
r = *Radius of dish*
a = *Inside radius*
b = *Dept of dish*
OD = *Outside diameter*
ID = *Inside diameter*

Mencari a : $$a = \frac{ID_s}{2}$$

Mencari OD : $$OD = ID_s + 2t_s$$

Mencari AB : $$AB = a - icr$$

Mencari BC : $$BC = r - icr$$

Mencari b : $$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

(Brownell & Young, 1959, p.87)

Sehingga dapat dihitung :

a = 15,777 in
OD = 31,93 in
$t_{head}$ = 3/16 in
icr = 1,875 in
r = 30 in
AB = 15,215 in
BC = 29,438 in
b = 4,80 in

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), untuk tebal head = 3/16 standar straight flange antara 1,5-2 Maka dipilih Sf :

Sf = 2 in

Tinggi head dihitung menggunakan rumus berikut.

$$Tinggi\ Head = t_{head} + b + S_f$$

Tinggi head = 6,987 in
= 0,582 ft
= 0,177 m

**Panjang Total Tangki**

$$Tinggi\ total\ =\ H_{shell} + 2Tinggi\ head$$

Tinggi total = 1,647 m

**Merancang Pipa Inlet dan Outlet**

Diameter dalam pipa dihitung menggunakan persamaan :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45}(\rho_H)^{0{,}13}$$

(Peters and Timmerhaus, 1991)

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$)
$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :

$$Q_H = \frac{\text{Laju alir cairan}}{\text{Densitas cairan}}$$

$$= \frac{3.784\ \ kg/jam}{1.022{,}88\ \ kg/m^3}$$

$= 3{,}700\ \ m^3/jam$
$= 0{,}036\ \ ft^3/s$
$\rho_H = 63{,}856\ \ lb/ft^3$

Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :

Di = 1,506 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

*Nominal pipe size,* Nps = 1,5 in
*Schedule Number,* Sch = 40
*Outside Diameter,* OD = 1,9 in
*Inside Diameter,* ID = 1,61 in
*Flow area per pipe* = 2,04 $in^2$

## Ringkasan Kation Exchanger (KE-01)

Tugas : Menghilangkan ion-ion positif yang masih terbawa dari air bersih
Jenis : Tangki Silinder Vertikal Dished Head.

**1. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | = | 30 | °C |
| Tekanan | = | 1 | atm |
| Waktu regenerasi | = | 7 | hari |

**2. *Mechanical Design***

A. Shell

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 283 Grade C | |
| Diameter dalam (ID) | = | 0,801 | m |
| Diameter luar (OD) | = | 0,811 | m |
| Tinggi bed resin | = | 1,077 | m |
| Tebal shell | = | 0,005 | m |
| Tinggi tangki | = | 1,647 | m |

B. Volume Tangki = 0,652 $m^3$

C. Head

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 283 Grade C | |
| Tebal | = | 0,005 | m |
| Tinggi | = | 0,177 | m |

D. Perancangan Pipa Inlet dan Outlet

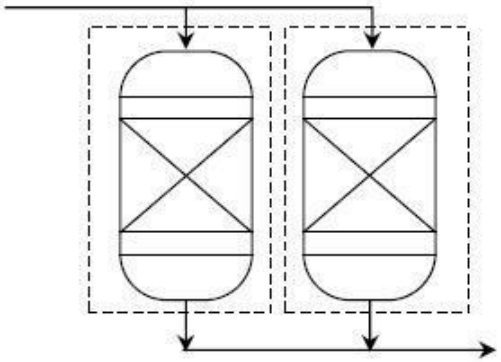
| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 1,5 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 1,90 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 1,61 | in |
| *Flow area per pipe* | = | 2,04 | $in^2$ |

**3. Kebutuhan $H_2SO_4$**

Massa $H_2SO_4$ = 0,224 kg/jam

**ANION EXCHANGER**
**(AE-01)**

Tugas : Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari air bersih
Jenis : Tangki Silinder Vertikal Dished Head.



**Data :**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Massa air | = | 3784,418 | kg/jam |
| Densitas | = | 1,023 | kg/liter |
| Debit air | = | 3699,785 | liter/jam |
| | = | 3,700 | $m^3$/jam |
| | = | 977,483 | gallonn/jam |
| | = | 16,291 | gallon/menit |
| Konsentrasi ion negatif air umpan | = | 63 | ppm |
| Konsentrasi jenuh resin | = | 65 | ppm |
| Efisiensi kerja resin | = | 95% | |
| Konsentrasi ion terikat resin | = | 61,75 | ppm |
| | = | 6,18E-05 | kg/liter |

**Reaksi:**

Reaksi penukaran anion

$2HCl + R(OH)_2 \longrightarrow RCl_2 + 2\,H_2O$

$H_2SO_4 + R(OH)_2 \longrightarrow RSO_4 + 2\,H_2O$

$H_2CO_3 + R(OH)_2 \longrightarrow RCO_3 + 2\,H_2O$

Apabila resin jenuh, pencucian dilakukan dengan menggunakan larutan NaOH

Reaksi yang terjadi pada saat regenerasi

$RCl_2 + 2\,NaOH \longrightarrow R(OH)_2 + 2\,NaCl$

$RSO_4 + 2\,NaOH \longrightarrow R(OH)_2 + 2\,Na_2SO_4$

**Kebutuhan NaOH**

Kebutuhan NaOH untuk regenerasi dapat diperkirakan sebagai berikut :

Kesadahan terikat resin = 6,2E-05 x Q
= 6,2E-05 x 3699,785
= 0,228 kg/jam

$$\text{NaOH yang diperlukan} = \frac{0{,}2285 \times \text{BM NaOH}}{\text{BM } H_2CO_3}$$
$$= \frac{0{,}2285 \times 40}{62}$$
= 0,1474 kg/jam
= 1167,366 kg/tahun

**Volume dan Tinggi Tangki**

Dari Tabel 7, halaman 184 "Water Conditioning for Industry", Powell (1954), diketahui kecepatan per luas penampang bed yang biasa dipakai 3-10 gpm/$ft^2$

Dipilih

Luas Penampang = 3 gpm/$ft^2$

$$= \frac{16{,}29 \text{ gal/mnt}}{3 \text{ gpm/ft}^2} = 5{,}43 \text{ ft}^2$$

Maka :

$$\text{Diameter} = \left[ \frac{4 \times 5{,}43}{3{,}1416} \right]^{0{,}5}$$
= 2,63 ft

Waktu regenerasi = 7 hari
= 168 jam sekali

Kapasitas resin = 2,0 kg/$ft^3$ (Powell, 1954, halaman 187)

Kesadahan terikat = 0,2285 kg/jam x 168 jam
= 38,38 kg

$$\text{Volume resin} = \frac{38{,}38 \text{ kg}}{2{,}000 \text{ kg/ft}^3}$$
= 19,19 $ft^3$

$$\text{Tinggi Bed Resin} = \frac{4 \times 19{,}2 \text{ ft}^3}{3{,}142 \times 6{,}91 \text{ ft}^2}$$
= 3,53 ft

Untuk faktor keamanan maka diambil overdesign 20%, maka :

Volume tangki = 23,029 $ft^3$

$$\text{Tinggi tangki} = \frac{4 \times 23{,}0 \text{ ft}^3}{3{,}142 \times 6{,}91 \text{ ft}^2}$$
= 4,241 ft

**Tebal Shell**

Pemilihan bahan konstruksi :

Dipilih carbon steel SA 283 Grade C karena mampu menahan korosi, ekonomis, keuletan bentuk dan sambungan las yang baik.

Menghitung tekanan design :
Tekanan desain adalah 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson,1983).
Tekanan desain diambil 10%, dimana tekanan operasi 1 atm.

$P_{operasi}$ = 1 atm
$P_{design}$ = 110% x $P_{operasi}$
= 1,1 atm
= 16,166 psi

Berdasarkan "Pressure Vessel Handbook", Megyessy (1997) tebal plat dinding tangki dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$t_{shell} = \frac{P.R}{f.E + 0{,}4P} + C$$

Keterangan:

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| R | = | Jari-jari, in | = | 15,777 | in |
| D | = | Diameter tangki | = | 31,554 | in |
| f | = | maximum allowable sterss | = | 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi pengelasan | = | 0,8500 | (single welded butt join) |
| c | = | minimum corrosion allowance | = | 0,1250 | in |

Sehingga tebal shell adalah
$t_{shell}$ = 0,149 in
Maka $t_{shell}$ standar adalah = 3/16 in

**Tebal dan Tinggi Head**
Untuk menghitung tebal head dapat menggunakan persamaan berikut :

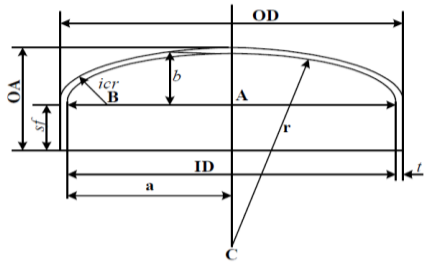
$$t_{head} = \frac{0{,}885.P.r_i}{f.E - 0{,}1.P} + C$$

Keterangan

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = | 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = | 0,85 | (single welded butt join) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = | 31,554 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = | 16,166 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = | 0,125 | |

Sehingga didapatkan tebal head sebesar :
$t_{head}$ = 0,1670 in
Diambil $t_{shell}$ standar : (Brownell &Young,1959)
$t_{head}$ = 3/16 in
= 0,005 m

Menghitung tinggi head :




Keterangan:

Icr = *Inside coerner radius*
sf = *Straight flange*
r = *Radius of dish*
a = *Inside radius*
b = *Dept of dish*
OD = *Outside diameter*
ID = *Inside diameter*

Mencari a : $a = \frac{ID_s}{2}$

Mencari OD : $OD = ID_s + 2t_s$

Mencari AB : $AB = a - icr$

Mencari BC : $BC = r - icr$

Mencari b : $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

(Brownell & Young, 1959, p.87)

Sehingga dapat dihitung :

a = 15,777 in
OD = 31,93 in
$t_{head}$ = 3/16 in
icr = 2 in
r = 30,0 in
AB = 15,215 in
BC = 29,438 in
b = 4,799 in

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), untuk tebal head = 3/16 standar straight flange antara 1,5-2 Maka dipilih Sf :

Sf = 2 in

Tinggi head dihitung menggunakan rumus berikut.

$$Tinggi\ Head = t_{head} + b + S_f$$

Tinggi head = 6,987 in
= 0,582 ft
= 0,177 m

**Panjang Total Tangki**

$$Tinggi\ total\ =\ H_{shell} + 2Tinggi\ head$$

Tinggi total = 1,647 m

**Merancang Pipa Inlet dan Outlet**

Diameter dalam pipa dihitung menggunakan persamaan :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45}(\rho_H)^{0{,}13}$$

(Peters and Timmerhaus, 1991)

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$)
$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :

$$Q_H = \frac{\text{Laju alir cairan}}{\text{Densitas cairan}}$$

$$= \frac{3.784\ \ kg/jam}{1.022{,}88\ \ kg/m^3}$$

$= 3{,}70\ \ m^3/jam$
$= 0{,}036\ \ ft^3/s$
$\rho_H = 63{,}856\ \ lb/ft^3$

Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :

Di = 1,506 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

*Nominal pipe size,* Nps = 1,5 in
*Schedule Number,* Sch = 40
*Outside Diameter,* OD = 1,9 in
*Inside Diameter,* ID = 1,61 in
*Flow area per pipe* = 2,04 $in^2$

## Ringkasan Anion Exchanger (AE-01)

Tugas : Menghilangkan ion-ion negatif yang masih terbawa dari air bersih
Jenis : Tangki Silinder Vertikal Dished Head.

**1. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | = | 30 | °C |
| Tekanan | = | 1 | atm |
| Waktu regenerasi | = | 7 | hari |

**2. *Mechanical Design***

A. Shell

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 283 Grade C | |
| Diameter dalam (ID) | = | 0,8015 | m |
| Diameter luar (OD) | = | 0,8110 | m |
| Tinggi bed resin | = | 1,08 | m |
| Tebal shell | = | 0,005 | m |
| Tinggi tangki | = | 1,6475 | m |

B. Volume Tangki = 0,652 $m^3$

C. Head

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 283 Grade C | |
| Tebal | = | 0,005 | m |
| Tinggi | = | 0,177 | m |

D. Perancangan Pipa Inlet dan Outlet

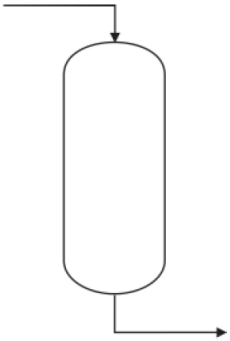
| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 1,5 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 1,900 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 1,610 | in |
| *Flow area per pipe* | = | 2,040 | $in^2$ |

**3. Kebutuhan NaOH**

Massa NaOH = 0,147 kg/jam

**TANGKI PENAMPUNG SODIUM SULFIT**
**(TU-10)**

Tugas : Menyimpan sodium sulfit untuk persediaan bahan deaerator selama 1 tahun
Jenis : Tangki silinder tegak



**Kondisi operasi :**
Suhu = 30 °C
Tekanan = 1 atm

**1. Dimensi Tangki**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Massa sodium sulfit | = | 2,011 | kg/jam |
| Waktu penyimpanan | = | 330 | hari |
| Massa $Na_2SO_3$ selama 330 hari | = | 15930,1 | kg |
| Densitas | = | 1,667 | g/ml |
| | = | 1667 | $kg/m^3$ |
| Volume larutan | = | 9,56 | $m^3$ |

Tangki dirancang dengan faktor keamanan 20%, sehingga volume tangki :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $V_{tangki}$ | = | 11,467 | $m^3$ |
| | = | 404,972 | $ft^3$ |
| | = | 72,128 | barrel |
| | = | 3029,690 | galon |

Diambil D = H, maka :

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Diameter, D | = | 8,02 | ft | = | 2,44 | m | = | 96,2 in |
| Tinggi, H | = | 8,02 | ft | = | 2,44 | m | = | 96,2 in |

**2. Tebal Shell**

Pemilihan bahan konstruksi :
Dipilih carbon steel SA 283 Grade C karena mampu menahan korosi, ekonomis, keuletan bentuk dan sambungan las yang baik.
Menghitung tekanan design :
Tekanan desain adalah 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson,1983).
Tekanan desain diambil 10%, dimana tekanan operasi 1 atm.
$P_{operasi}$ = 1 atm

$P_{design}$ = 110% x $P_{operasi}$
= 1,1 atm
= 16,166 psi

Berdasarkan "Pressure Vessel Handbook", Megyessy (1997) tebal plat dinding tangki dapat dihitung dengan persamaan berikut :

$$t_{shell} = \frac{P.R}{f.E - 0{,}6P} + C$$

Keterangan:

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| R | = | Jari-jari, in | = | 48,121 | in |
| D | = | Diameter tangki | = | 96,242 | in |
| f | = | maximum allowable sterss | = | 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi pengelasan | = | 0,8500 | (single welded butt join) |
| c | = | minimum corrosion allowance | = | 0,1250 | in |

Sehingga tebal shell adalah
$t_{shell}$ = 0,197 in
Maka $t_{shell}$ standar adalah = 0,250 in

**3. Tebal dan Tinggi Head**

Untuk menghitung tebal head dapat menggunakan persamaan berikut :

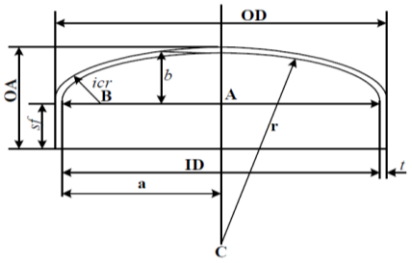
$$t_{head} = \frac{0{,}885.P.r_i}{f.E - 0{,}1.P} + C$$

Keterangan

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = | 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = | 0,85 | (single welded but join) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = | 48,121 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = | 16,166 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = | 0,125 | |

Sehingga didapatkan tebal head sebesar :
$t_{head}$ = 0,1890 in
Diambil $t_{shell}$ standar : (Brownell &Young,1959)
$t_{head}$ = 0,1875 in
= 0,005 m

Menghitung tinggi head :



Keterangan:
Icr = *Inside coerner radius*
sf = *Straight flange*
r = *Radius of dish*
a = *Inside radius*
b = *Dept of dish*
OD = *Outside diameter*
ID = *Inside diameter*

Mencari a : $a = \frac{ID_s}{2}$

Mencari OD : $OD = ID_s + 2t_s$

Mencari AB : $AB = a - icr$

Mencari BC : $BC = r - icr$

Mencari b : $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

(Brownell & Young, 1959, p.87)

Sehingga dapat dihitung :
a = 48,121 in
OD = 96,617 in
$t_{head}$ = 0,188 in
icr = 5,875 in
r = 96 in
AB = 47,559 in
BC = 95,438 in
b = 13,256 in

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), untuk tebal head = 0,2 standar straight flange antara 1,5-2 Maka dipilih Sf :
Sf = 2 in

Tinggi head dihitung menggunakan rumus berikut.

$$Tinggi\ Head = t_{head} + b + S_f$$

Tinggi head = 15,444 in
= 1,287 ft
= 0,392 m

**4. Panjang Total Tangki**

$$Tinggi\ total = H_{shell} + 2Tinggi\ head$$

Tinggi total = 3,229 m

**5. Merancang Pipa Inlet dan Outlet**

Diameter dalam pipa dihitung menggunakan persamaan :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45}(\rho_H)^{0{,}13}$$

(Peters and Timmerhaus, 1991)

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)

$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$)

$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :

$$Q_H = \frac{\text{Laju alir cairan}}{\text{Densitas cairan}}$$

$$= \frac{2{,}01 \quad kg/jam}{1.667{,}00 \quad kg/m^3}$$

$= 0{,}001 \quad m^3/jam$

$= 1{,}18E\text{-}05 \quad ft^3/s$

$\rho_H = 104{,}07 \quad lb/ft^3$

Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :

Di = 0,0433 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 0,125 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 0,405 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 0,269 | in |
| *Flow area per pipe* | = | 0,058 | $in^2$ |

## Ringkasan Tangki Penampung Sodium Sulfit (TU-10)

Tugas : Menyimpan sodium sulfit untuk persediaan bahan deaerator selama 1 tahun
Jenis : Tangki silinder tegak

**1. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | = | 30,00 | °C |
| Tekanan | = | 1,00 | atm |
| Waktu penyimpanan | = | 330 | hari |

**2. *Mechanical Design***

A. Shell

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 285 Grade C | |
| Diameter dalam (ID) | = | 2,4445 | m |
| Diameter luar (OD) | = | 2,4541 | m |
| Tinggi | = | 2,4445 | m |
| Tebal | = | 0,2500 | m |

B. Head

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 285 Grade C | |
| Tebal | = | 0,005 | m |
| Tinggi | = | 0,3923 | m |

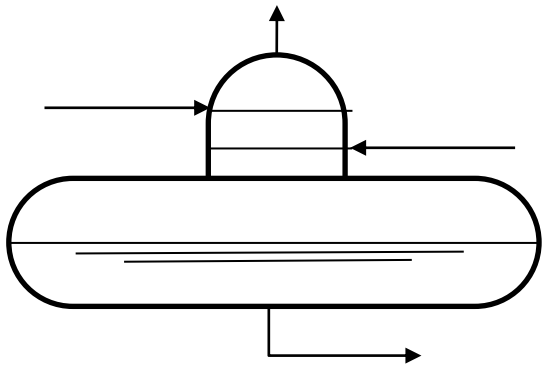
| | | | |
|---|---|---|---|
| D. Panjang Total Tangki | = | 3,2291 | m |
| E. Volume Tangki | = | 11,4674 | $m^3$ |

F. Perancangan Pipa Inlet dan Outlet

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 0,1 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40,0 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 0,4 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 0,3 | in |
| *Flow area per pipe* | = | 0,1 | $in^2$ |

**DEAERATOR**
**(D-01)**

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut seperti $O_2$ dan $CO_2$
Jenis : Tangki horizontal dengan head berbentuk ellips



**1. Kondisi air make-up dan kondensat**

**Air make-up**

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Suhu | = | 30 | ℃ | = | 303,2 K |
| Tekanan | = | 1 | atm | | |
| Massa | = | 3.784,418 | kg/jam | | |

**Air dari tangki kondensat**

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Suhu | = | 125 | ℃ | = | 398,2 K |
| Tekanan | = | 3,5 | atm | | |
| Massa | = | 37.432,427 | kg/jam | | |
| Densitas | = | 929,87 | kg/$m^3$ | | |

**2. Mencari Suhu Air Masuk Deaerator**

a. Neraca Massa

| Arus | Masuk | | Keluar | |
|---|---|---|---|---|
| | kg/jam | kmol/jam | kg/jam | kmol/jam |
| Air *make-up* | 3.784,42 | 210,25 | 41.216,85 | 2.289,82 |
| Tangki Kondensat | 37.432,43 | 2.079,58 | | |
| Total | 41.216,85 | 2.289,82 | | |

b. Neraca Panas

Dihitung dari "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999)

$Cp = A + BT + CT^2 + DT^3$ (joule/mol.K)

| Komponen | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 92,053 | -0,0400 | -2,11,E-04 | 5,35,E-07 |

Masuk

Treff = 25 C = 298 K

| Arus | kmol/jam | Suhu (K) | Cpi.dT | fi.Cpi.dT |
|---|---|---|---|---|
| Air *make-up* | 210,245 | 303 | 3,89,E+02 | 8,17,E+04 |
| Tangki Kondensat | 2079,579 | 398 | 7,55,E+03 | 1,57,E+07 |
| Total | 2289,825 | | | |
| Panas Total | | | | 1,58,E+07 |

Keluar

| Arus | kmol/jam | Suhu (K) | Cpi.dT | fi.Cpi.dT |
|---|---|---|---|---|
| Keluar | 2.289,82 | 389,52 | 6,90,E+03 | 1,58,E+07 |
| Panas Total | | | | 1,58,E+07 |

Qmasuk - Qkeluar = 0

1,58,E+07 - 0 = 1,58,E+07 15788983,33

Sehingga didapat

Suhu umpan deaerator = 389,5 K = 116,373 C

c Suhu saturasi

Deaerator berfungsi untuk menghilangkan *non-condensable* gas dengan memanaskan air umpan hingga suhu bubble, sehingga :

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine.

$$\log\left(P^{\circ}\right) = A + \frac{B}{T} + C\ log(T) + DT + ET^2$$

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999) didapatkan data konstanta sebagai berikut :

| Komponen | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

Nilai tekanan uap

T = 139 °C T = 413 K nvb = 0

P = 3,50 atm P = 2660 mmHg

| Komp | Massa | BM | Mol | xi | P* | K | zi |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 41.217 | 18 | 2289,82 | 1 | 2,7,E+03 | 1,0,E+00 | 1,0005 |
| **Total** | | | **2289,82** | **1** | | | **1,0005** |

**3. Media Panas**

Sebagai media pemanas digunakan steam jenuh

Data steam diperoleh dari J.M.Smith, "Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics", 2001.

Jenis = Saturated Steam

P = 6,09 atm

Suhu Masuk (t1) = 160 C = 433 K

Suhu Keluar (t2) = 160 C = 433 K

Rapat massa (ρg) = 0,8913 $m^3$/kg

Densitas = 1,1220 kg/$m^3$
Panas laten pengembunan
hfv = 2082,0 kJ/kg
Massa steam untuk pemanasan:

$$m_{steam} = \frac{Qt}{hfv}$$

$$= \frac{1{,}579E{+}07}{2082{,}0} = 7583{,}57 \text{ kg/jam}$$

Massa steam yang di-vent = 7,584 kg/jam (0,1% kapasitas dearator)
Massa steam yang dibutuhkan = 7591,15 kg/jam

**4. Sodium Sulfit ($Na_2SO_3$)**

Untuk mencegah terjadinya korosi dan kerak pada boiler maka ditambahkan zat berikut:
Sodium sulfit ($Na_2SO_3$)
Reaksi : $2Na_2SO_3 + O_2 \longrightarrow 2Na_2SO_4$
Fungsi = Untuk menghilangkan sisa-sisa gas yang terlarut terutama oksigen sehingga tidak terjadi korosi pada Boiler
Kadar = 5 ppm
Dihitung dengan persamaan:

Aplikasi BWT 32 (PPM) = [ppm $O_2$ X 8] + Residual/Cycle X 1,6

Estimasi $O_2$ terlarut dalam air = 0,1 ppm
Feed water cycle = 1 (diambil yang terendah)
Residual yang diizinkan 30-50, dipilih = 30

Kebutuhan sulfit = 48,8 ppm
Massa sulfit = $\frac{48{,}8 \text{ ppm} \times 41{,}22 \text{ ton/j}}{1000}$
= 2,011 kg/jam

**5. Kapasitas Tangki**

Air masuk deaerator per jam = 41.216,846 kg
Waktu penyimpanan = 1 jam
Densitas = 0,939 gr/ml
= 939 kg/$m^3$

$$V_{cairan} = \frac{m_{cairan}}{\rho_{cairan}}$$

$$= \frac{41.216{,}846}{938{,}87}$$

= 43,90 $m^3$
= 11.598,51 galon

**6. Dimensi Tangki**

1. Volume Tangki
   Tangki dirancang dengan faktor keamanan 20%, sehingga volume tangki :

$V_{tangki}$ = 52,681 $m^3$
= 1.860,42 $ft^3$
= 331,35 barrel
= 13.918,21 galon

2. Diameter dan Panjang Tangki
Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Walas, S.M., "*Chemical Process Equipment Selection and Design"* Rule of Thumbs, halaman XVIII, bagian *Vessels* )
Untuk tangki dengan tekanan 0-250 psig, perbandingan L/D = 3.

$$V_{tangki} = V_{shell} + 2V_{head}$$

$$Vshell = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V\ head = \frac{2\pi}{24}\ D^3$$

$$V\ tangki = \frac{\pi}{12}\ D^3 + \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V\ tangki = \left(\frac{3\pi}{4} + \frac{\pi}{12}\right) D^3$$

$V_{tangki}$ = 2,6167 $D^3$

Sehingga diperoleh nilai D sebesar :

D = 2,7204 m
= 107,10 in
L = 8,1612 m
= 321,308 in

**7. Tebal Shell**

Dipilih bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C

$$t_{shell} = \frac{PR}{SE\ - 0{,}6P}$$

Menghitung tekanan design :
Tekanan desain adalah 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson,1983).
Tekanan desain diambil 10%, dimana tekanan operasi 1 atm.

$P_{operasi}$ = 1 atm
$P_{design}$ = 110% x $P_{operasi}$
= 1,1 atm
= 16,166 psi

Keterangan :

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| S | = Allowable stress | = 15664,1 | psi | in |
| E | = Efisiensi pengelasan | = 0,85 | (single welded butt join) | |
| P | = Tekanan Design | = 16,166 | psi | |
| R | = Jari-jari dalam | = 53,551 | in | |

Sehingga dedapatkan :

$t_{shell}$ = 0,0651 in

Berdasarkan Tabel 5.8 diperoleh tebal shell standar :

$t_{shell}$ = 0,1250 in

Menghitung OD :

$$OD = ID + 2t_{shell}$$

OD = 107,3527 in

**8. Tebal dan Tinggi Head**

$$t_{head} = \frac{0{,}885.P.r_i}{f.E - 0{,}1.P} + C$$

Keterangan

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = 15664,1 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = 0,85 | (single welded butt join) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = 53,5513 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = 16,1656 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = 0,1250 | |

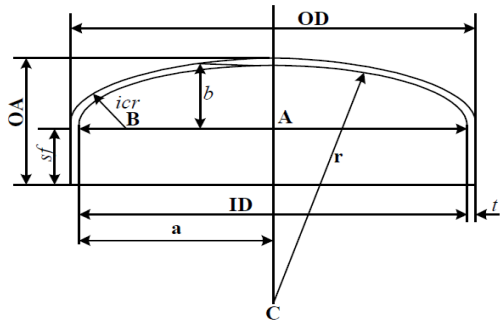
Sehingga didapatkan tebal head sebesar :

$t_{head}$ = 0,1825 in

Diambil thead standar : (Brownell &Young,1959)

$t_{head}$ = 0,1875 in

Menghitung tinggi head :




Keterangan:

Icr = *Inside coerner radius*

sf = *Straight flange*

r = *Radius of dish*

a = *Inside radius*

b = *Dept of dish*

OD = *Outside diameter*

ID = *Inside diameter*

Mencari a : $$a = \frac{ID_s}{2}$$

Mencari OD : $$OD = ID_s + 2t_s$$

Mencari AB : $AB = a - icr$

Mencari BC : $BC = r - icr$

Mencari B : $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

(Brownell & Young, 1959, p.87)

Sehingga dapat dihitung :

| | | | |
|---|---|---|---|
| a | = | 53,551 | in |
| OD | = | 107,35 | in |
| $t_{head}$ | = | 0,1875 | in |
| icr | = | 6 1/2 | in |
| r | = | 102 | in |
| AB | = | 47,051 | in |
| BC | = | 95,500 | in |
| b | = | 18,90 | in |

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), untuk tebal head = 0,1875 straight flange antara 1,5-2. Maka dipilih Sf :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sf | = | 2 | in |

Tinggi head dihitung menggunakan rumus berikut.

$$Tinggi\ Head = t_{head} + b + S_f$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tinggi head | = | 21,0826 | in |
| | = | 1,7569 | ft |
| | = | 0,5355 | m |

**9. Panjang Total Tangki**

$$\text{panjang total} = L_{shell} + 2\text{Tinggi head}$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| panjang total | = | 9,2322 | m |

**10. Tinggi Cairan dalam Tangki**

Persamaan diperoleh dari Perry Chemical Engineering Ed.8

$V = 0.215H^2(3R - H)$

Diketahui :

| | | | |
|---|---|---|---|
| V | = | 5,2434 | $m^3$ |
| R | = | 13,3878 | in |

Sehingga diperoleh :

| | | | |
|---|---|---|---|
| H | = | 0,7870 | m |

**11. Merancang Pipa Inlet dan Outlet**

Diameter dalam pipa dihitung menggunakan persamaan :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0,45}(\rho_H)^{0,13}$$

(Peters and Timmerhaus, 1991)

Keterangan :

| | | |
|---|---|---|
| Di | = | Diameterr dalam pipa (in) |
| $Q_H$ | = | Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$) |
| $\rho_H$ | = | Densitas cairan ($lb/ft^3$) |

Data-data yang diperlukan :

$Q_H$ = Laju alir cairan / Densitas cairan

= 41.216,846 kg/jam / 938,870 $kg/m^3$

= 43,900 $m^3/jam$

= 0,431 $ft^3/s$

$\rho_H$ = 58,612 $lb/ft^3$

Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :

Di = 4,5325 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | |
|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = 6 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = 6,626 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = 6,065 | in |
| *Flow area per pipe* | = 28,9 | $in^2$ |

## RINGKASAN DEAERATOR (D-01)

Fungsi : Menghilangkan gas-gas yang terlarut seperti $O_2$ dan $CO_2$
Jenis : Tangki horizontal dengan head berbentuk ellips

**1. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | = | 139,41 | °C |
| Tekanan | = | 3,50 | atm |
| Waktu penyimpanan | = | 37.432,43 | jam |

**2. *Mechanical Design***

A. Shell

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 285 Grade C | |
| Diameter dalam (ID) | = | 2,7204 | m |
| Diameter luar (OD) | = | 2,7268 | m |
| Panjang shell | = | 8,1612 | m |
| Tinggi cairan | = | 0,7870 | m |
| Tebal | = | 0,1250 | m |

B. Head

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 285 Grade C | |
| Tebal | = | 0,188 | m |
| Tinggi | = | 0,5355 | m |

| | | | |
|---|---|---|---|
| D. Panjang Total Tangki | = | 9,2322 | m |
| E. Volume Tangki | = | 52,6806 | $m^3$ |

F. Perancangan Pipa Inlet dan Outlet

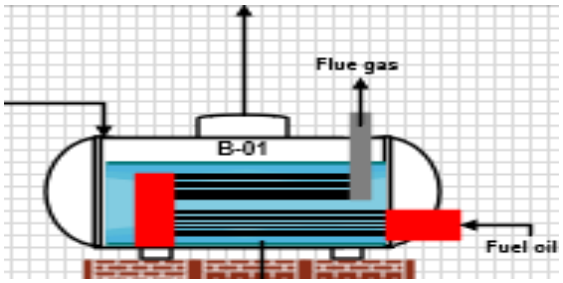
| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 6,0 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40,0 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 6,6 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 6,1 | in |
| *Flow area per pipe* | = | 28,9 | $in^2$ |

**3. Kebutuhan $Na_2SO_3$**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Massa $Na_2SO_3$ | = | 2,0114 | kg/jam |

**BOILER**
**(B-01)**

Fungsi = Membuat saturated steam
Jenis = Fire tube boiler




**1. Sifat Fisis Air**

**Kapasitas Panas :**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$CP = A + BT + CT^2 + DT^3$$
$$CP = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dimana :

Cp = Kapasitas Panas (J/mol.K)
A,B,C = Konstanta
T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ (l) | 92,053 | -0,039953 | -0,000211 | 5,35E-07 | |
| $H_2O$ | 33,933 | -8,42E-03 | 2,99E-05 | -1,78E-08 | 3,69E-12 |

**Densitas**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\rho = A.B^{-(1-\frac{T}{Tc})^n}$$

Dimana :

ρ = Densitas (g/ml)
A,B,C = Konstanta
T = Suhu Operasi (K)

| Komponen | A | B | n | Tc |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ (l) | 0,3471 | 2,74E-01 | 2,86E-01 | 6,47E+02 |

**Panas Laten Penguapan**

$$H_v = A\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Konstanta panas penguapan (Yaws,1999)

| Komp | A | Tc (K) | n |
|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 52,053 | 647,13 | 2,364 |

**Tekanan Uap Murni**

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

**2. Kebutuhan Steam**

| Alat | kg/jam |
|---|---|
| HE-01 | 3210,914 |
| EV-01 | 34221,513 |
| **Total** | **37432,427** |

**3. Volume Cairan**

Waktu = 24 jam
Densitas = 1,0229 kg/liter
Massa umpan = 41224,4292 kg/jam
= 2290,2461 kmol/jam
Blowdown = 4122,44292 kg/jam (10% dari massa air masuk)

$$\text{Volume cairan} = \frac{\text{massa}}{\text{densitas}} \times 24$$

$$= \frac{41224,4292}{1,0229} \times 24$$

$$= 967259,97 \text{ liter}$$

**4. Volume Tangki**

Volume tangki dirancang overdesign sebesar 20%.

$$V_t = 1160711,96 \text{ liter}$$

$$= 1160,71196 \text{ } m^3$$

**5. Diameter dan Tinggi**

$$V_t = \frac{3,142 \times D^2 \times H}{4}$$

$$= \frac{3,142 \times D^2 \times 2D}{4}$$

$$= \frac{3,142 \times 2 \; D^3}{4}$$

Sehingga didapatkan :

D = 9,040 m
H = 18,081 m

**6. Beban Panas**

Qt = Qs + Qv

Dengan :

Qt = Beban panas total (kJ/jam)
Qs = Beban panas untuk menaikan suhu (kJ/jam)
Qv = Beban panas untuk penguapan (kJ/jam)

a. Kondisi Operasi Boiler

P perancangan = 6,08757 atm = 4626,55 mmHg
T = 160 ˚C = 433,15 K

| Komp | kmol/jam | Xi | P* | Ki | Yi |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 2290,2461 | 1,0000 | 4627,0246 | 1,0001 | 1,0001 |

b. Beban Panas untuk Menaikan Suhu

Tin = 139,00 C = 412,15 K
Tout = 160,00 C = 433,15 K

$$Q_s = \int_{303,15}^{433,15} n \times C_p \times dT$$

| Komp | n (kmol/j) | ∫ Cp.dT | $Q_s$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 2290,2461 | 1635,1000 | 3,745E+06 |

c. Beban Panas untuk Penguapan

Tav = 160,00 C
= 433,15 K

| Komp | n (kmol/j) | Hv (kJ/kmol) | $Q_L$ (kJ/jam) |
|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 2290,2461 | 3,8042 | 8,713,E+03 |
| **Total** | **2290,2461** | | **8,713,E+03** |

d. Beban Panas Total

$Q_t$ = $Q_s$ + $Q_v$
= 3,745E+06 + 8,713E+03
= 3,753E+06 kJ/jam

Efisiensi pembakaran = 70%
Sehingga didapatkan'

$Q_n$ = 5,362E+06 kJ/jam
= 5,082E+06 Btu/jam

## 7. Kebutuhan Bahan Bakar

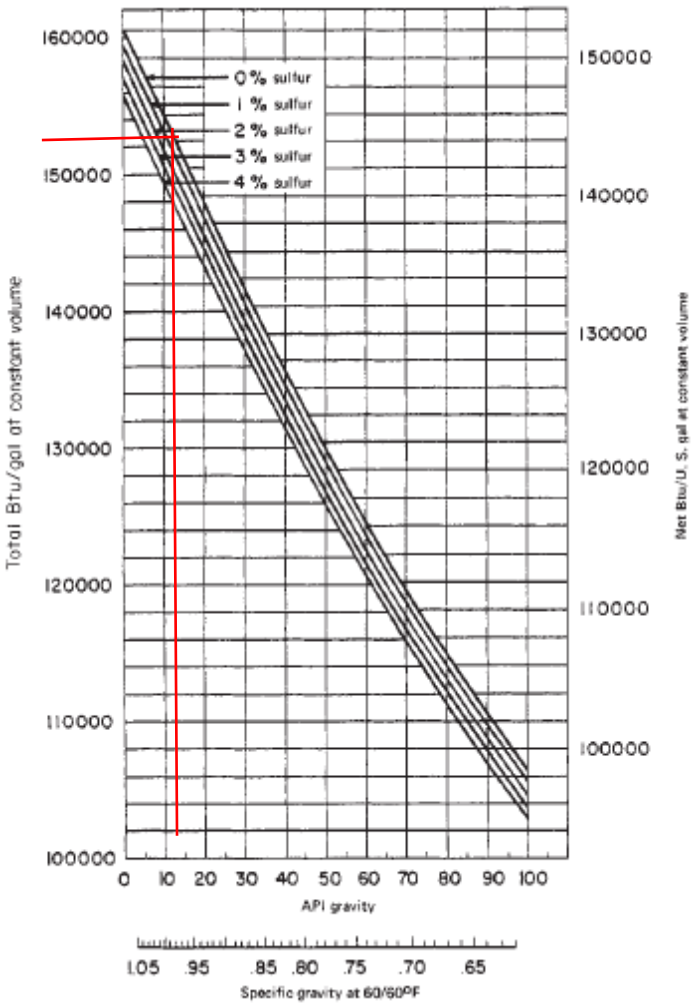
Bahan bakar yang digunakan adalah low sulphur No. 6 F.O.(12,6 API)

**TABLE 27-6 Typical Ultimate Analyses of Petroleum Fuels**

| Composition, % | No. 1 fuel oil (41.5° A.P.I.) | No. 2 fuel oil (33° A.P.I.) | No. 4 fuel oil (23.2° A.P.I.) | Low sulfur, No. 6 F.O. (12.6° A.P.I.) | High sulfur, No. 6 (15.5° A.P.I.) |
|---|---|---|---|---|---|
| Carbon | 86.4 | 87.3 | 86.47 | 87.26 | 84.67 |
| Hydrogen | 13.6 | 12.6 | 11.65 | 10.49 | 11.02 |
| Oxygen | 0.01 | 0.04 | 0.27 | 0.64 | 0.38 |
| Nitrogen | 0.003 | 0.006 | 0.24 | 0.28 | 0.18 |
| Sulfur | 0.09 | 0.22 | 1.35 | 0.84 | 3.97 |
| Ash | <0.01 | <0.01 | 0.02 | 0.04 | 0.02 |
| C/H Ratio | 6.35 | 6.93 | 7.42 | 8.31 | 7.62 |

NOTE: The C/H ratio is a weight ratio.

Untuk menentukan heating value digunakan Fig. 27.3




Didapatkan heating value = 152100 Btu/Gal

Densitas fuel oil = 1,05 kg/liter

Kebutuhan = $\frac{5{,}082E{+}06 \text{ Btu/jam}}{152100 \text{ Btu/us gal}}$

= 33,4143 gal/jam

= 126,4870 liter/jam

= 132,8113 kg/jam

= 95624,170 kg/bulan

**8. Luas Perpindahan Kalor**

Flux panas = 20000 $Btu/hr.ft^2$ (Kern,1983. Halaman 459)

Sehingga didapatkan A sebesar :

A = $\frac{5{,}082E{+}06 \text{ Btu/jam}}{20000 \text{ Btu/hr.ft}^2}$

= 254,1161 $ft^2$

**9. Ukuran Pipa**

Spesifikasi tube diambil dari tabel 10 Kern 1983.

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| OD | = | 1,0000 | in | |
| ID | = | 0,9020 | in | |
| BWG | = | 18 | | |
| L | = | 20 | ft | |
| As' | = | 0,2618 | $ft^2$ | |

Luas perpindahan panas tiap tube

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| A tube | = | 0,2618 | x | 20 |
| | = | 5,2360 | $ft^2$ | |

Jumlah tube yang dibutuhkan :

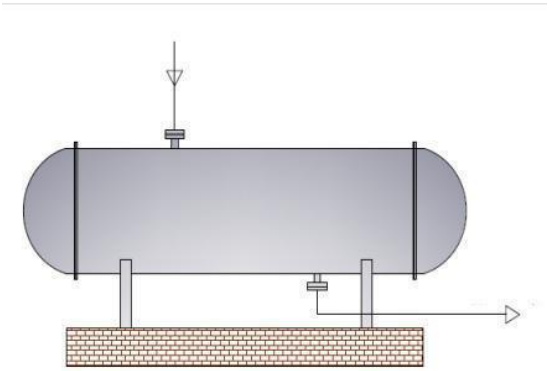
$$\text{N tube} = \frac{2{,}541E{+}02\ ft^2}{5{,}2360\ ft^2} = 49$$

## RINGKASAN BOILER (B-01)

| | | | |
|---|---|---|---|
| Fungsi | = | Membuat saturate steam | |
| Jenis | = | Fire tube boiler | |
| Volume cairan | = | 967,2600 | $m^3$ |
| Volume tangki | = | 1160,7120 | $m^3$ |
| Beban panas | = | 5362134,2 | kJ/jam |
| Luas perpindahan panas | = | 0,4864 | $m^2$/tube |
| Kebutuhan bahan bakar | = | 132,8113 | kg/jam |
| Diameter tube | = | 0,0229 | m |
| Panjang tube | = | 6,0960 | m |
| Jumlah pipa | = | 49 | |
| Diameter total boiler | = | 9,0403 | m |
| Tinggi total boiler | = | 18,0806 | m |

**TANGKI KONDENSAT**
**(TU-11)**

Tugas : Menyimpan air kondensat dari steam yang terkondensasi selama 1 jam
Jenis : Silinder Horizontal dengan Elliptical Dished on Right Left of Vessel



Kondisi operasi :
Suhu, T = 125 ℃ = 398 K
Tekanan, P = 3,5 atm = 0,35 Mpa
Waktu tinggal = 1
Massa = 37.432,427 kg/jam

**1. Tekanan Uap**

Untuk menghitung tekanan uap, digunakan persamaan Antoine.

$$\log(P^{\circ}) = A + \frac{B}{T} + C\log(T) + DT + ET^2$$

Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999) didapatkan data konstanta sebagai berikut :

| Komponen | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

**Bubble Point**

T = 139 ℃ T = 413 K nvb = 0
P = 3,50 atm P = 2660 mmHg

| Komp | Massa | BM | Mol | zi | P* | K |
|---|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 37.432 | 18 | 2079,58 | 1 | 2,7,E+03 | 1,0,E+00 |
| **Total** | | | **2079,58** | | | |

| nv | xi | zi |
|---|---|---|
| -3E-05 | 1,0000 | 1,0000 |
| -3E-05 | 1,0000 | 1,0000 |

Dengan demikian, dapat disimpulkan bahwa penyimpanan pada suhu 125℃ dan tekanan 3,5 atm, air dalam keadaan cair .

**2. Densitas**

Untuk menghitung densitas digunakan persamaan berikut :

$$\rho = A.B^{-(1-\frac{T}{Tc})^n}$$

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

| Komponen | A | B | n | Tc |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 0,3471 | 2,74E-01 | 2,86E-01 | 6,47E+02 |

Sehingga densitas air :

| Komponen | Massa | Mol | xi | ρ (g/ml) | ρ (kg/m$^3$) |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 37.432 | 2.079,58 | 1,0000 | 0,9299 | 929,87 |

**3. Kapasitas Tangki**

Kapasitas kondensat per jam = 37.432,427 kg

Waktu penyimpanan = 1 jam

$$V_{cairan} = \frac{m_{cairan}}{\rho_{cairan}}$$

$$= \frac{37.432,427}{929,866}$$

= 40,256 m$^3$

= 10.635,567 galon

**4. Dimensi Tangki**

1. Volume Tangki

   Tangki dirancang dengan faktor keamanan 20%, sehingga volume tangki :

   $V_{tangki}$ = 48,307 m$^3$

   = 1.705,958 ft$^3$

   = 303,841 barrel

   = 12.762,681 galon

2. Diameter dan Panjang Tangki

   Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Walas, S.M., "*Chemical Process Equipment Selection and Design"* Rule of Thumbs, halaman XVIII, bagian *Vessels* )

   Untuk tangki dengan tekanan 0-250 psig, perbandingan L/D = 3.

$$V_{tangki} = V_{shell} + 2V_{head}$$

$$Vshell = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V\ head = \frac{2\pi}{24}\ D^3$$

$$V\ tangki = \frac{\pi}{12}\ D^3 + \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V\ tangki = \left(\frac{3\pi}{4} + \frac{\pi}{12}\right) D^3$$

$V_{tangki}$ = 2,617 D$^3$

Sehingga diperoleh nilai D sebesar :

| | | | |
|---|---|---|---|
| D | = | 2,643 | m |
| | = | 104,053 | in |
| L | = | 7,929 | m |
| | = | 312,158 | in |

**5. Tebal Shell**

Dipilih bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C

$$t_{shell} = \frac{PR}{SE - 0{,}6P}$$

Menghitung tekanan design :

Tekanan desain adalah 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson,1983).

Tekanan desain diambil 10%, dimana tekanan operasi 1 atm.

| | | | |
|---|---|---|---|
| $P_{operasi}$ | = | 1 | atm |
| $P_{design}$ | = | 110% x $P_{operasi}$ | |
| | = | 1,1 | atm |
| | = | 16,166 | psi |

Keterangan :

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| S | = | Allowable stress | = | 15664,100 | psi |
| E | = | Efisiensi pengelasan | = | 0,85 | (single welded butt join) |
| P | = | Tekanan Design | = | 16,166 | psi |
| R | = | Jari-jari dalam | = | 52,026 | in |

Sehingga dedapatkan :

$t_{shell}$ = 0,063 in

Berdasarkan Tabel 5.8 diperoleh tebal shell standar :

$t_{shell}$ = 0,1250 in

Menghitung OD :

$$\mathrm{OD} = \mathrm{ID} + 2\mathrm{t_{shell}}$$

OD = 104,303 in

**6. Tebal dan Tinggi Head**

$$\mathrm{t_{head}} = \frac{0{,}885.\,\mathrm{P}.\,\mathrm{r_i}}{\mathrm{f}.\,\mathrm{E} - 0{,}1.\,\mathrm{P}} + C$$

Keterangan

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = | 15664,1 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = | 0,85 | (single welded butt join) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = | 52,026 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = | 16,1656 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = | 0,1250 | |

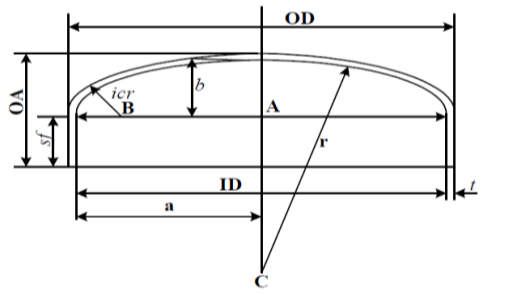
Sehingga didapatkan tebal head sebesar :

$t_{head}$ = 0,1809 in

Diambil $t_{shell}$ standar : (Brownell &Young,1959)

$t_{head}$ = 0,1875 in

Menghitung tinggi head :




Keterangan:

Icr = *Inside coerner radius*
sf = *Straight flange*
r = *Radius of dish*
a = *Inside radius*
b = *Dept of dish*
OD = *Outside diameter*
ID = *Inside diameter*

Mencari a : $a = \frac{ID_s}{2}$

Mencari OD : $OD = ID_s + 2t_s$

Mencari AB : $AB = a - icr$

Mencari BC : $BC = r - icr$

Mencari B : $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

(Brownell & Young, 1959, p.87)

Sehingga dapat dihitung :

a = 52,026 in
OD = 104,303 in
$t_{head}$ = 0,188 in
icr = 6,125 in
r = 96,000 in
AB = 45,901 in
BC = 89,875 in
b = 18,73 in

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), untuk tebal head = 0,19 in straight flange antara 1,5-2,5. Maka dipilih Sf :

Sf = 2 in

Tinggi head dihitung menggunakan rumus berikut.

$$Tinggi\ Head = t_{head} + b + S_f$$

Tinggi head = 20,918 in
= 1,743 ft
= 0,531 m

**7. Panjang Total Tangki**

$$\text{Panjang total} = L_{shell} + 2\text{Tinggi head}$$

Panjang total = 8,991 m

**8. Tinggi Cairan dalam Tangki**

Persamaan diperoleh dari Perry Chemical Engineering Ed.8

$V = 0.215H^2(3R - H)$

Diketahui :

V = 3,366 $m^3$

R = 26,013 in

Sehingga diperoleh :

H = 0,449 m

**9. Merancang Pipa Inlet dan Outlet**

Diameter dalam pipa dihitung menggunakan persamaan :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45}(\rho_H)^{0{,}13}$$ (Peters and Timmerhaus, 1991)

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)

$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$)

$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :

$Q_H = \dfrac{\text{Laju alir cairan}}{\text{Densitas cairan}}$

$= \dfrac{37.432{,}427 \text{ kg/jam}}{929{,}866 \text{ kg/m}^3}$

= 40,256 $m^3$/jam

= 0,395 $ft^3/s$

$\rho_H$ = 58,050 $lb/ft^3$

Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :

Di = 4,354 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | |
|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = 6 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = 6,626 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = 6,065 | in |
| *Flow area per pipe* | = 28,9 | $in^2$ |

## RINGKASAN TANGKI KONDENSAT (TU-06)

Fungsi : Menyimpan air kondensat dari steam yang terkondensasi selama 1 jam
Jenis : Silinder Horizontal dengan Elliptical Dished on Right Left of Vessel

**1. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | = | 125,00 | °C |
| Tekanan | = | 3,50 | atm |
| Waktu penyimpanan | = | 1 | jam |

**2. *Mechanical Design***

A. Shell

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 285 Grade C | |
| Diameter dalam (ID) | = | 2,6429 | m |
| Diameter luar (OD) | = | 2,6493 | m |
| Panjang shell | = | 7,9288 | m |
| Tinggi cairan | = | 0,4492 | m |
| Tebal | = | 0,0032 | m |

B. Head

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 285 Grade C | |
| Tebal | = | 0,005 | m |
| Tinggi | = | 0,5313 | m |

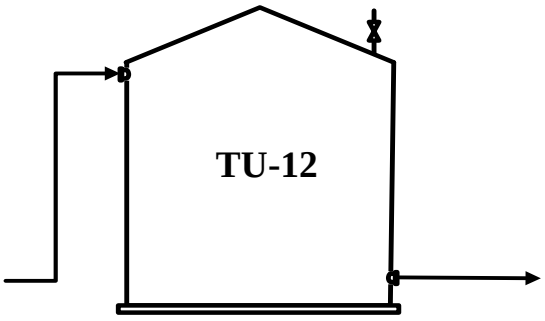
| | | | |
|---|---|---|---|
| D. Panjang Total Tangki | = | 8,9914 | m |
| E. Volume Tangki | = | 48,3069 | $m^3$ |

F. Perancangan Pipa Inlet dan Outlet

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 6,0 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 6,63 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 6,065 | in |
| *Flow area per pipe* | = | 28,900 | $in^2$ |

**TANGKI DOWTHERM**
**(TU-12)**

Tugas : Menyimpan dowtherm sementara
Jenis : Tangki silinder dengan *conical head*




Kondisi operasi :
Suhu, T = 35 °C = 308 K
Tekanan, P = 1,0 atm = 14,7 psia
Waktu tinggal = 1 jam

**1. Neraca Massa Tangki**

| Komponen | BM(kg/kmol) | Massa(kg/jam) |
|---|---|---|
| Dowtherm | 166 | 169238,662 |
| **Total** | | **169238,662** |

**2. Menghitung Volume Bahan**

Densitas (ρ) umpan masuk = 1,0278 kg/L
= 64,1635 $lb/ft^3$

Volume bahan = kecepatan volume x waktu tinggal
Diperoleh:

V total = 164661,084 $\frac{L}{jam}$ x 1 jam
= 164.661,08 L
= 164,661 $m^3$

**2. Menghitung Volume Tangki**

Dirancang angka keamanan 120% dari kapasitas
Vtangki = 1,2 x 164,661 $m^3$
= 197,593 $m^3$
= 1242,862 bbl

**3. Menentukan Ukuran Tangki**

Dipilih berdasarkan Appendix E, Brownell and Young (Hal. 346)
Diameter tangki (Dt) = 20 ft = 6,0960 m
Tinggi tangki (Ht) = 24 ft = 7,3152 m

Volume tangki standar = 1340 bbl
= 213,04 $m^3$
= 56278 gal

Tinggi cairan : $\frac{4 \times V}{\pi \times d^2}$

: $\frac{4 \times 164,6611}{3,14 \times 6,096}$

: 5,6446 m

**4. Menentukan Tebal Dinding**

Dipilih bahan Carbon Steel SA-283 grade C dengan spesifikasi:

Allowable stress (f) = 12650 psi
(Brownell and Young, table 13.1, page 251)

Efisiensi sambungan (E) yang dipakai yaitu jenis double welded butt joint dengan nilai E = 80%
(Brownell and Young, page 254)

Faktor korosi (C) = 0,125 in
(Peter, M.S., K.D., Timmerhaus, page 542).

$$t = \frac{\rho D (H-1)}{2 f E.144} + C$$

dimana,

t = Tebal shell (in)
ID = Diameter Dalam Tangki (ft)
f = Allowable Stress (psia)
C = Faktor Korosi (in)
E = Efisiensi Sambungan
ρ = Densitas campuran (lb/ft3)
(Brownell and Young, page 254)

Plate 1

H = 24

ts = $\frac{\rho (H-1) D}{2 f E 144} + C$

= $\frac{64,1635 \times ( 24 - 1 ) \times 20}{2 \times 12650 \times 0,8 \times 144} + 0,125$

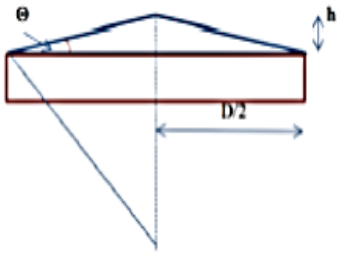
= 0,13513 in

Perhitungan plate selanjutnya mengikuti perhitungan pada plate 1

| Plate ke | H (ft) | Tebal shell (in) | Tebal standar |
|---|---|---|---|
| 1 | 24 | 0,1351 | 0,1875 |
| 2 | 18 | 0,1325 | 0,1875 |
| 3 | 12 | 0,1298 | 0,1875 |
| 4 | 6 | 0,1272 | 0,1875 |

Tebal shell yang dipilih ditandai dengan warna
Adapun urutan susunan plate 1 sampai 4 adalah dari bawah ke atas.

**5. Menentukan Tinggi *Head***




Diambil sudut $\alpha = 70^o$ ; $\Theta = 20^o$

Tinggi atap, $h = tg\ \Theta \times \frac{D}{2}$

$h = 3{,}640$ ft $= 1{,}1094$ m

Volume atap $= \pi r^2 \frac{h}{3}$

$= 381{,}30215$ $ft^3 = 10{,}7973$ $m^3$

Tebal roof sama dengan tebal shell susunan ke-1 = 0,19 in

## RINGKASAN TANGKI DOWTHERM (TU-12)

Tugas : Menyimpan dowtherm sementara
Jenis : Tangki silinder dengan *conical head*

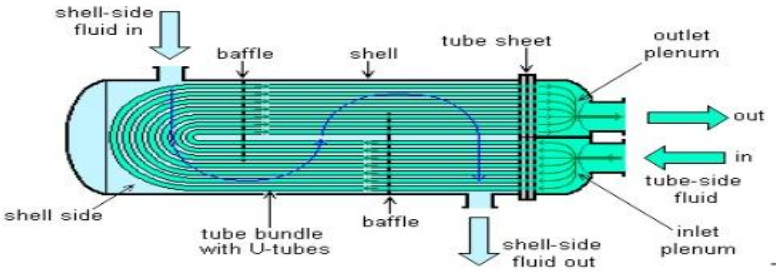
Diameter : 20 ft = 6,096 m
Tinggi : 24 ft = 7,3152 m
Tebal *shell* :

| Plate ke | H (ft) | Tebal shell (in) | Tebal standar |
|---|---|---|---|
| 1 | 24 | 0,1351 | 0,1875 |
| 2 | 18 | 0,1325 | 0,1875 |
| 3 | 12 | 0,1298 | 0,1875 |
| 4 | 6 | 0,1272 | 0,1875 |

Tebal *head* : 0,1875 in
Tinggi *head* : 1,1094 m
Volume *head* : 10,797 $m^3$
Volume tangki : 197,59 $m^3$
Tinggi total : 8,4246 m
Bahan : Stainless steel SA 167 tipe 309
Jumlah : 1 unit

**COOLER UTILITAS**
**(CLU-01)**

**Fungsi** : Mendinginkan dowtherm sebelum memasuki tangki dowtherm menggunakan pendingin air
**Jenis** : Shell and Tube
**Jumlah** : 1 unit




**Kondisi Operasi:**

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Tout | = | 35 | $^oC$ | = | 308,15 | K | = | 95,00 F |
| Tin | = | 85,3 | $^oC$ | = | 358,45 | K | = | 185,54 F |
| Tavg | = | 60,15 | $^oC$ | = | 333,3 | K | = | 140,27 F |
| P | = | 1 | atm | | | | | |

**A. Menghitung Beban Panas**

Beban panas dowtherm A dihitung menggunakan persamaan:

$$Q_s = \sum ni.Cp.\Delta T$$

Dimana,
Qs = Beban panas sensibel (kJ/jam)
Cp = Kapasitas panas (kJ/kg.K)

Dari jurnal Properties of Dowtherm A fluid diperoleh sifat fisis Dowtherm A berikut:

| | | | |
|---|---|---|---|
| a. Viskositas (μ) | = | 1,72 | Cp |
| | = | 0,00172 | N.s/m2 |
| | = | 4,16083 | lb/ft.jam |
| b. Thermal Conductivity (k) | = | 0,1323 | W/m.K |
| | = | 0,07644 | Btu/h.ft.$^oF$ |
| c. Kapasitas Panas (Cp) | = | 1,687 | kJ/kg.K |
| | = | 0,403 | Btu/lb.$^oF$ |
| d. Densitas (ρ) | = | 1027,8 | kg/$m^3$ |
| | = | 64,165 | lb/$ft^3$ |

Maka, kapasitas panas didapat:

| Komponen | kg/jam | kmol/jam | cpdwt | Q (kJ/jam) |
|---|---|---|---|---|
| Dowtherm | 169238,662 | 1019,510 | 1,687 | 14360932,835 |

**B. Menentukan Kebutuhan Media Pendingin**

Jenis = Air

Dengan menggunakan media pendingin Air maka,

| | | | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| Suhu masuk (t1) | = | 30 | ºC | = | 303 | K | = | 86 $^{o}$F |
| Suhu keluar (t2) | = | 50 | ºC | = | 323 | K | = | 122 $^{o}$F |
| Suhu rata-rata (Tavg) | = | 40 | ºC | = | 313 | K | = | 104 $^{o}$F |

Menghitung kebutuhan air pendingin

$$m = \frac{Q}{Cp \times dT}$$

Dengan,

m = Kecepatan massa air pendingin (kg/jam)
Q = Beban Panas (kJ/jam)
Cp = Kapasitas Panas (kJ/kg)
dT = Suhu (oC)

Maka,

Dari Properties of H2O diperoleh:

| | | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| Densitas (ρ) | = | 1,009 | g/cm3 | = | 62,990 | lb/ft3 |
| Viskositas (μ) | = | 0,6051 | Cp | = | 1,464 | lb/ft.jam |
| Kapasitas Panas (Cp) | = | 4,178 | kJ/kg.K | = | 0,998 | Btu/lb.F |
| Thermal Conductivity (k) | = | 0,0559 | Btu/h.ft.F | | | |

Sehingga, kebutuhan air pendingin (m) :

$$m = \frac{Q}{Cp \times dT}$$

$$= \frac{14360932{,}835 \text{ kJ/jam}}{4{,}178 \text{ kJ/kg.K} \times 20 \text{ K}}$$

= 171867,838 kg/jam

= 378968,584 lb/jam

**C. Menghitung luas Perpindahan panas**

$$A = \frac{Qt}{Ud.\ \Delta T_{LMTD}}$$

Dengan,

A = Luas perpindahan panas (ft²)
Qt = Panas yang diserap (kJ/jam)
Ud = Koefisien transfer panas (Btu/ft².jam.°F)
ΔT = Beda suhu rerata (°F)

Maka,

| | | | |
|---|---|---|---|
| Panas yang diserap (Qt) | = | 14360932,835 | kJ/jam |
| | = | 15150784,141 | Btu/jam |

Koefisien Perpindahan panas (Ud):

Nilai koefisien perpindahan panas ditetapkan berdarkan Towler and Sinnott,

Halaman 798 di dapat nilai Ud antara 50 - 300 W/m$^2$.K

Sehingga dipilih nilai Ud sebesar = 228 $W/m^2.K$
= 228 $J/s.m^2.K$
= 820,8 $kJ/h.m^2.K$

Beda Suhu Rerata (ΔTlmtd) :

| | Hot Fluid | Cold Fluid | Diff | Simbol |
|---|---|---|---|---|
| **Higher** | 186 | 122 | 64 | ΔT2 |
| **Lower** | 95 | 86 | 9 | ΔT1 |

Sehingga,
ΔT2 - ΔT1 = 54,54 °F
Maka, ΔTMDTD dapat dihitung dengan rumus:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$= \frac{54{,}54}{\ln \frac{64}{9}}$$

= 27,91 °F = 270,875 K

Sehingga, luas perpindahan panas (A) :

$$A = \frac{Qs}{Ud.\ \Delta T}$$

$$= \frac{14360932{,}835 \text{ kj/jam}}{820{,}8 \text{ kJ/h.m}^2\text{.K} \times 271 \text{ K}}$$

= 64,592 $m^2$
= 695,264 $ft^2$

**D. Menentukan Layout Shell and Tube Exchanger**

Tube heat exchanger biasanya memiliki panjang berkisar 16-20 ft (Kern, 1983).
Dimensi Tube :

| | | |
|---|---|---|
| OD | = 1,00 | in |
| BWG | = 16 | |
| ID | = 0,870 | in |
| Surface per lin ft (a'') | = 0,2618 | ft |
| Flow area per tube ($a_t'$) | = 0,594 | $in^2$ |
| Panjang tube (L) | = 7,3 | m |
| | = 24 | ft |
| | = 288 | in |
| Wall Thickness | = 0,134 | in |

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

| Tube OD, in. | BWG | Wall thickness, in. | ID, in. | Flow area per tube, in.² | Surface per lin ft, ft² | | Weight per lin ft, lb steel |
|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | | | | Outside | Inside | |
| ½ | 12 | 0.109 | 0.282 | 0.0625 | 0.1309 | 0.0748 | 0.493 |
| | 14 | 0.083 | 0.334 | 0.0876 | | 0.0874 | 0.403 |
| | 16 | 0.065 | 0.370 | 0.1076 | | 0.0969 | 0.329 |
| | 18 | 0.049 | 0.402 | 0.127 | | 0.1052 | 0.258 |
| | 20 | 0.035 | 0.430 | 0.145 | | 0.1125 | 0.190 |
| ¾ | 10 | 0.134 | 0.482 | 0.182 | 0.1963 | 0.1263 | 0.965 |
| | 11 | 0.120 | 0.510 | 0.204 | | 0.1335 | 0.884 |
| | 12 | 0.109 | 0.532 | 0.223 | | 0.1393 | 0.817 |
| | 13 | 0.095 | 0.560 | 0.247 | | 0.1466 | 0.727 |
| | 14 | 0.083 | 0.584 | 0.268 | | 0.1529 | 0.647 |
| | 15 | 0.072 | 0.606 | 0.289 | | 0.1587 | 0.571 |
| | 16 | 0.065 | 0.620 | 0.302 | | 0.1623 | 0.520 |
| | 17 | 0.058 | 0.634 | 0.314 | | 0.1660 | 0.469 |
| | 18 | 0.049 | 0.652 | 0.334 | | 0.1707 | 0.401 |
| 1 | 8 | 0.165 | 0.670 | 0.355 | 0.2618 | 0.1754 | 1.61 |
| | 9 | 0.148 | 0.704 | 0.389 | | 0.1843 | 1.47 |
| | 10 | 0.134 | 0.732 | 0.421 | | 0.1916 | 1.36 |
| | 11 | 0.120 | 0.760 | 0.455 | | 0.1990 | 1.23 |
| | 12 | 0.109 | 0.782 | 0.479 | | 0.2048 | 1.14 |
| | 13 | 0.095 | 0.810 | 0.515 | | 0.2121 | 1.00 |
| | 14 | 0.083 | 0.834 | 0.546 | | 0.2183 | 0.890 |
| | 15 | 0.072 | 0.856 | 0.576 | | 0.2241 | 0.781 |
| | 16 | 0.065 | 0.870 | 0.594 | | 0.2277 | 0.710 |
| | 17 | 0.058 | 0.884 | 0.613 | | 0.2314 | 0.639 |
| | 18 | 0.049 | 0.902 | 0.639 | | 0.2361 | 0.545 |
| 1¼ | 8 | 0.165 | 0.920 | 0.665 | 0.3271 | 0.2409 | 2.09 |
| | 9 | 0.148 | 0.954 | 0.714 | | 0.2498 | 1.91 |
| | 10 | 0.134 | 0.982 | 0.757 | | 0.2572 | 1.75 |
| | 11 | 0.120 | 1.01 | 0.800 | | 0.2644 | 1.58 |
| | 12 | 0.109 | 1.03 | 0.836 | | 0.2701 | 1.45 |
| | 13 | 0.095 | 1.06 | 0.884 | | 0.2775 | 1.28 |
| | 14 | 0.083 | 1.08 | 0.923 | | 0.2830 | 1.13 |
| | 15 | 0.072 | 1.11 | 0.960 | | 0.2896 | 0.991 |
| | 16 | 0.065 | 1.12 | 0.985 | | 0.2932 | 0.900 |
| | 17 | 0.058 | 1.13 | 1.01 | | 0.2969 | 0.808 |
| | 18 | 0.049 | 1.15 | 1.04 | | 0.3015 | 0.688 |

Menghitung Jumlah Tube (Nt)

Jumlah tube dihitung menggunakan rumus :

$$N_t = \frac{A}{L.a''}$$

Dimana :

Nt = Jumlah tube

A = Luas perpindahan panas ($ft^2$)

L = Panjang tube (ft)

a" = Surface lin per ft (ft)

Sehingga didapatkan jumlah tube sebanyak = 111 buah

| 1 in. OD tubes on 1¼-in. triangular pitch | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| 8 | 21 | 16 | 16 | 14 | |
| 10 | 32 | 32 | 26 | 24 | |
| 12 | 55 | 52 | 48 | 46 | 44 |
| 13½ | 68 | 66 | 58 | 54 | 50 |
| 15¼ | 81 | 86 | 80 | 74 | 72 |
| 17½ | 131 | 118 | 106 | 104 | 94 |
| 19½ | 163 | 152 | 140 | 136 | 128 |
| 21¼ | 199 | 188 | 170 | 164 | 160 |
| 23¼ | 241 | 232 | 212 | 212 | 202 |
| 25 | 294 | 282 | 256 | 252 | 242 |
| 27 | 349 | 334 | 302 | 296 | 286 |
| 29 | 397 | 376 | 338 | 334 | 316 |
| 31 | 472 | 454 | 430 | 424 | 400 |
| 33 | 538 | 522 | 486 | 470 | 454 |
| 35 | 608 | 592 | 562 | 546 | 532 |
| 37 | 674 | 664 | 632 | 614 | 598 |
| 39 | 766 | 736 | 700 | 688 | 672 |

Berdasarkan Tabel 9 (Kern,1950), didapatkan data sebagai berikut :

$N_t$ = 118

Pitch = 1,25 in, Triangular pitch

$ID_{shell}$ = 17,25 in

$OD_{tube}$ = 1 in

= 25,4 mm (19 mm < Dtube < 63 mm, Walas,1988)

Koreksi $U_D$

Luas permukaan perpindahan panas sebenarnya :

$$A = N_t . L . a''$$

Sehingga didapatkan A = 741,4176 $ft^2$

Koreksi $U_D$ :

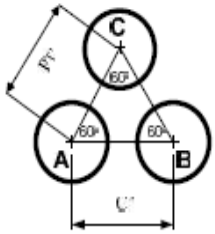
$$U_D = \frac{Q}{A . \Delta T_{LMTD}}$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| Q | = | 3989148,010 | J/s |
| A | = | 68,879 | $m^2$ |
| $\Delta T_{LMTD}$ | = | 270,8753 | K |
| $U_D$ | = | 213,8068 | J/s.$m^2$.K |

Pemilihan Pitch :

Jenis pitch yang digunakan adalah triangular pitch, dengan alasan :

1. Jumlah tube yang dibuat lebih banyak karena susunannya lebih kompak.
2. Koefisien film triangular pitch lebih tinggi daripada rotated triangular pitch dan square pitch.




| | | | |
|---|---|---|---|
| $N_t$ | = | 118 | |
| Pt | = | 1,2500 | in |
| | = | 0,1042 | ft |
| $ID_{shell}$ | = | 17,25 | in |
| $OD_{tube}$ | = | 1 | in |
| | = | 25,4 | mm |

Menghitung clearance :

$$C' = P_t - OD_{tube}$$

Menghitung luas pitch :

$$L_{ABC} = \frac{1}{2} \times alas \times tinggi$$

$$L_{ABC} = \frac{1}{2} \times P_t \times P_t sin(60°)$$

$$A' = N_t \times 2 \times L_{ABC}$$

Menghitung A' :

Sehingga didapatkan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| C' | = | 0,2500 | in |
| | = | 0,0208 | ft |
| $L_{ABC}$ | = | 0,5840 | $in^2$ |
| | = | 0,0041 | $ft^2$ |

A' = 137,8347 $in^2$
= 0,9572 $ft^2$

Menghitung Volume Tube :

Volume tube = $\frac{1}{4} \times \pi \times (ID_{tube})^2 \times L$ = 171,1200 $in^3$
= 0,0028 $m^3$

Volume total = $N_t \times V_{tube}$ = 20192,1543 $in^3$
= 0,3309 $m^3$

## E. Menentukan Desain Shell and Tube

**Route Fluida**

Tube = Dowtherm A
Shell = Air

**Dimensi Shell**

| | | | |
|---|---|---|---|
| ID | = | 17,25 | in |
| | = | 0,4382 | m |
| | = | 1,4375 | ft |
| Pass | = | 2 | |
| Baffle space (B) | = | 3,9675 | in |
| | = | 0,1008 | m |
| | = | 0,3306 | ft |
| Jumlah Baffle | = | 6 | |

**Dimensi Tube**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Jumlah (Nt) | = | 118 | |
| Panjang (L) | = | 288 | in |
| | = | 7,3152 | m |
| | = | 24 | ft |
| OD | = | 1 | in |
| | = | 0,0254 | m |
| | = | 0,0833 | ft |
| ID | = | 0,870 | in |
| | = | 0,0221 | m |
| | = | 0,0725 | ft |
| BWG | = | 16 | |
| Pitch | = | 1,2500 | in |
| | = | 0,0318 | m |
| | = | 0,1042 | ft |
| Pass | = | 2 | |
| at' | = | 0,594 | $in^2$ |
| | = | 0,0004 | $m^2$ |

**Fluida Dingin (Air)**

1. Menghitung Flow Area

$$a_s = \frac{ID \times C' \times B}{P_t}$$

Data-data yang diperlukan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $ID_{shell}$ | = | 17,2500 | in |
| C' | = | 0,2500 | in |
| B | = | 3,9675 | in |
| Pt | = | 1,2500 | in |

Sehingga didapatkan $a_s$ sebesar :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $a_s$ | = | 13,6879 | $in^2$ |
| | = | 0,0951 | $ft^2$ |

2. Menghitung Laju Alir Massa

$$G_s = \frac{w}{a_s}$$

Data-data yang diperlukan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| W | = | 171867,8 | kg/jam |
| $a_s$ | = | 0,0951 | $ft^2$ |

Sehingga didapatkan $G_s$ sebesar :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $G_s$ | = | 1808094,30 | kg/$ft^2$.jam |
| | = | 3986160,85 | lb/$ft^2$.jam |

3. Menghitung Bilangan Reynold (Re)

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

Keterangan :

| | | |
|---|---|---|
| De | = | Diameter ekivalen (ft) |
| $G_s$ | = | Laju alir massa (lb/$ft^2$.jam) |
| μ | = | Viskositas Dowtherm A (lb/ft.jam) |

Mencari De :

$$D_e = \frac{4 \times \left(\frac{1}{2} P_t \times 0{,}86 P_t - \frac{1}{2} \pi (OD_{tube})^2/4\right)}{\frac{1}{2} \pi (OD_{tube})}$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| Pt | = | 1,25 | in |
| $OD_{tube}$ | = | 1 | in |

Data-data yang dibutuhkan untuk mencari bilangan Reynold :

| | | | |
|---|---|---|---|
| De | = | 0,7118 | in |
| | = | 0,0593 | ft |
| $G_s$ | = | 3986160,85 | lb/$ft^2$.jam |
| μ | = | 1,4638 | lb/ft.jam |

Sehingga didapatkan nilai $Re_s$ sebesar :

| | | |
|---|---|---|
| $Re_s$ | = | 161526,051 |

D. Menghitung Heat Transfer Coeffisien

$$h_o = jH\left(\frac{k}{D_e}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}\phi_s$$

Keterangan :

| | | |
|---|---|---|
| jH | = | Tube-side heat transfer |
| k | = | Thermal conductivity (Btu/ft.°F.jam) |
| De | = | Diameter ekivalen (ft) |
| μ | = | Viskositas fluida (lb/ft.jam |
| Cp | = | Kapasitas panas fluida (Btu/lb.°F) |
| ϕs | = | Rasio viskositas |

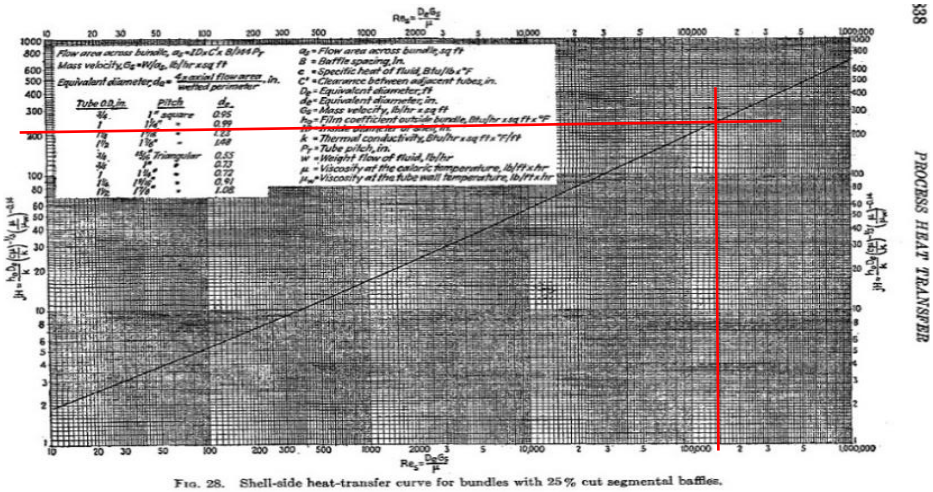



FIG. 28. Shell-side heat-transfer curve for bundles with 25% cut segmental baffles.

Berdasarkan Fig.28 (Kern,1983) didapatkan nilai jH = 205

Data-data yang diperlukan

| | | | |
|---|---|---|---|
| k | = | 0,0559 | Btu/ft.°F.jam |
| De | = | 0,0593 | ft |
| μ | = | 1,4638 | lb/ft.jam |
| Cp | = | 0,9979 | Btu/lb.°F |
| ϕs | = | 1,0000 | |

Sehingga didapatkan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| ho | = | 2866,49 | Btu/ft$^2$.°F.jam |

**Fluida Panas (Dowtherm A)**

A. Menghitung Flow Area

$$a_t = \frac{N_t \times at'}{n}$$

Data-data yang diperlukan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nt | = | 118 | |
| at' | = | 0,5940 | in$^2$ |
| n | = | 2 | in |

Sehingga didapatkan $a_s$ sebesar :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $a_t$ | = | 35,0460 | in$^2$ |
| | = | 0,2434 | ft$^2$ |

B. Menghitung Laju Alir Massa

$$G_t = \frac{w}{a_t}$$

Data-data yang diperlukan :

W = 169238,662 kg/jam

$a_s$ = 0,2434 $ft^2$

Sehingga didapatkan $G_s$ sebesar :

$G_t$ = 695382,28 $kg/ft^2.jam$

= 1533053,68 $lb/ft^2.jam$

C. Menghitung Bilangan Reynold (Re)

$$Re_t = \frac{ID_{tube} \times G_t}{\mu}$$

Keterangan :

ID = Diameter tube (ft)

$G_t$ = Laju alir massa ($lb/ft^2.jam$)

μ = Viskositas arus keluaran R-01.2 (lb/ft.jam)

Data-data yang dibutuhkan untuk mencari bilangan Reynold :

ID = 0,0725 ft

$G_t$ = 1533053,68 $lb/ft^2.jam$

μ = 4,1608 lb/ft.jam

Sehingga didapatkan nilai $Re_s$ sebesar :

$Re_t$ = 26712,5408

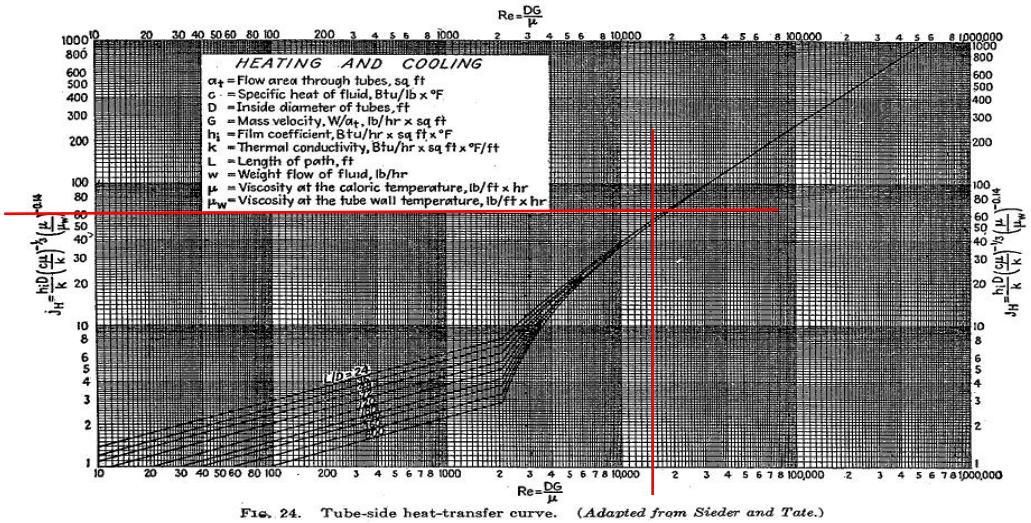



Fig. 24. Tube-side heat-transfer curve. (*Adapted from Sieder and Tate.*)

D. Menghitung Heat Transfer Coeffisien

$$h_i = jH\left(\frac{k}{D}\right)\left(\frac{Cp \times \mu}{k}\right)^{1/3}\phi_t$$

Keterangan :

jH = Tube-side heat transfer

k = Thermal conductivity (Btu/ft.°F.jam)
D = Inside diameter tube (ft)
μ = Viskositas dowterm (lb/ft.jam
Cp = Kapasitas panas dowterm (Btu/lb.°F)
$\phi_t$ = Rasio viskositas

Berdasarkan Fig.28 (Kern,1983) didapatkan nilai jH = 90

Data-data yang diperlukan

| | | | |
|---|---|---|---|
| k | = | 0,0764 | Btu/ft.°F.jam |
| D | = | 0,0725 | ft |
| μ | = | 4,1608 | lb/ft.jam |
| Cp | = | 0,4029 | Btu/lb.°F |
| ϕt | = | 1,0000 | |

Sehingga didapatkan :

hi = 265,6206 Btu/ft$^2$.°F.jam

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t}\left(\frac{ID}{OD}\right)$$

hio = 231,089891 Btu/ft$^2$.°F.jam

## I. Menghitung Clean Overall Coefficient (Uc)

$$U_c = \frac{h_{io}.h_o}{h_{io} + h_o}$$

Keterangan :

$h_o$ = Heat transfer coefficient Dowtherm A (Btu/ft$^2$.°F.jam)
$h_{io}$ = Heat transfer coefficient arus keluaran R-01.2 (Btu/ft$^2$.°F.jam)

Data-data yang diperlukan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $h_o$ | = | 2866,487 | Btu/ft$^2$.°F.jam |
| $h_{io}$ | = | 231,090 | Btu/ft$^2$.°F.jam |

Sehingga didapatkan :

Uc = 213,850 Btu/ft$^2$.°F.jam

## J. Menghitung Dirt Factor ($R_d$)

$$R_d = \frac{U_c - U_D}{U_C \times U_D}$$

Keterangan :

$U_C$ = Clean overall coefficient (Btu/ft$^2$.°F.jam)
$U_d$ = Design overall coefficient (Btu/ft$^2$.°F.jam)

Data-data yang diperlukan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $U_C$ | = | 213,8498 | Btu/ft$^2$.°F.jam |
| $U_d$ | = | 213,8068 | Btu/ft$^2$.°F.jam |

Sehingga didapatkan :

Rd = 0,0014

$Rd_{min}$ = 0,0010

Rd > $Rd_{min}$, maka alat dianggap layak.

**13. Menghitung Pressure Drop**

**Shell**

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5{,}22 \times 10^{10} D_e \times s \times \phi_s}$$

Keterangan :

f = Friction factor

$G_s$ = Laju alir massa (lb/ft$^2$.jam)

$D_s$ = Inside diameter shell (ft)

N+1 = Number of crosess

$D_e$ = Diameter ekivalen (ft)

s = Spesific gravity

$\phi_s$ = Viscosity ratio

Mencari nilai f :

Nilai f didapatkan dari Fig.29 (Kern,1983) dengan $Re_s$ = 161526,051

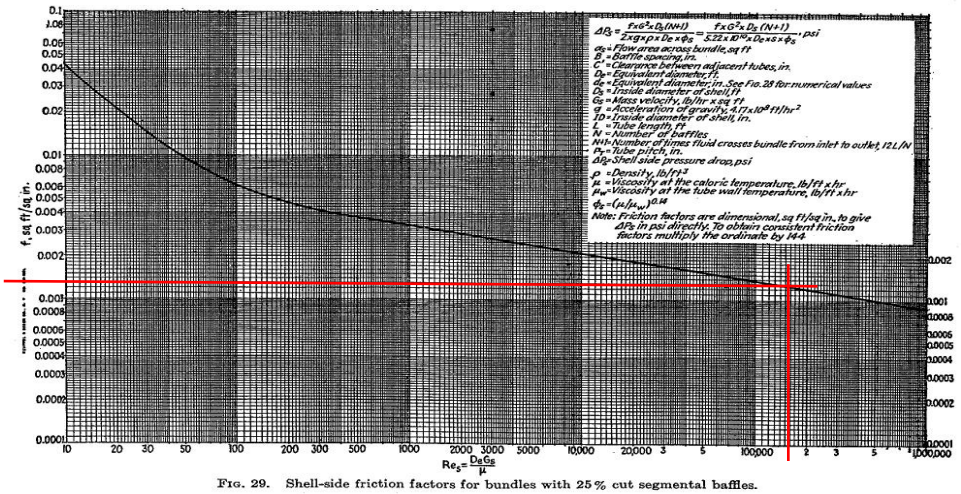



FIG. 29. Shell-side friction factors for bundles with 25% cut segmental baffles.





Didapatkan nilai f sebesar = 0,0012 ft$^2$/in$^2$

Mencari N+1 :

$$N+1 = \frac{L}{B}$$

Keterangan :

L = Panjang tube (in)

B = Baffle space (in)

Sehingga didapatkan :

N+1 = 72,5898

Data-data yang diperlukan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| f | = | 0,0012 | $ft^2/in^2$ |
| $G_s$ | = | 3986160,85 | lb/ft$^2$.jam |
| $D_s$ | = | 1,4375 | ft |
| N+1 | = | 72,5898 | |
| $D_e$ | = | 0,0593 | ft |
| s | = | 1 | |
| $\phi_s$ | = | 1 | |

Sehingga didapatkan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $\Delta P_s$ | = | 0,06 | psi |
| $\Delta P_{max}$ | = | 2 | psi |
| $\Delta P_s$ | < | $\Delta P_{max}$ | (Memenuhi standar) |

**Tube**

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 Ln}{5{,}22 \times 10^{10} D \times s \times \phi_s}$$

Keterangan :

| | | |
|---|---|---|
| f | = | Friction factor |
| $G_t$ | = | Laju alir massa (lb/ft$^2$.jam) |
| D | = | Inside diameter tube (ft) |
| s | = | spesific gravity |
| $\phi_s$ | = | Viscosity ratio |

Mencari nilai f :

Nilai f didapatkan dari Fig.29 (Kern,1983) dengan $Re_t$ = 26712,5408

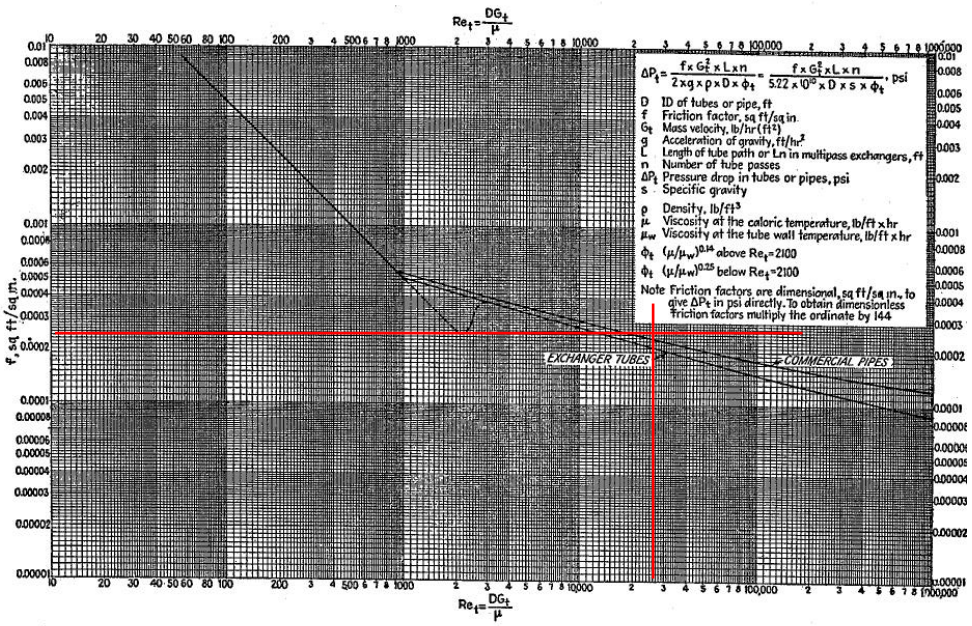



FIG. 26. Tube-side friction factors. (*Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association*, 2d ed., *New York*, 1949.)

Didapatkan nilai f sebesar = 0,0002 $ft^2/in^2$

Data-data yang diperlukan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| f | = | 0,0002 | $ft^2/in^2$ |
| $G_t$ | = | 1533053,7 | $lb/ft^2.jam$ |
| D | = | 0,0833 | ft |
| s | = | 0,6100 | |
| $\phi_t$ | = | 1,0000 | |
| n | = | 2 | |
| L | = | 24 | ft |

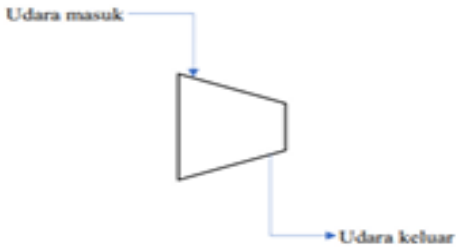
Sehingga didapatkan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $\Delta P_t$ | = | 0,850 | psi |
| $\Delta P_{max}$ | = | 10 | psi |

$\Delta P_t < \Delta P_{max}$ (Memenuhi standar)

**KOMPRESOR UTILITAS**
**(KU-01)**

Fungsi : Menekan udara untuk keperluan instrumen pengendali.
Jenis : Sentrifugal, 1 stage.




**A. Kondisi Umpan**

$T_{in}$ = 30,00 °C
303,15 K
$P_{in}$ = 1,0000 atm

| | | |
|---|---|---|
| Jumlah kontrol | = 21 | |
| Kebutuhan udara tiap alat | = 2 | $m^3$/jam |
| Safety factor | = 20 | % |
| Total kebutuhan udara | = 50,400 | $m^3$/jam |
| Densitas udara pada 30˚C | = 1,17 | $kg/m^3$ |
| Kapasitas kompresor | = 58,9680 | kg/jam |
| Laju alir mol udara | = 2,033 | kmol /jam |

**B. Panas jenis Spesifik (k)**

Dari Tabel 5.5 "Chemical Process Engineering Design and Economics", Silla (2003) halaman 223 didapatkan nilai k untuk udara sebesar:

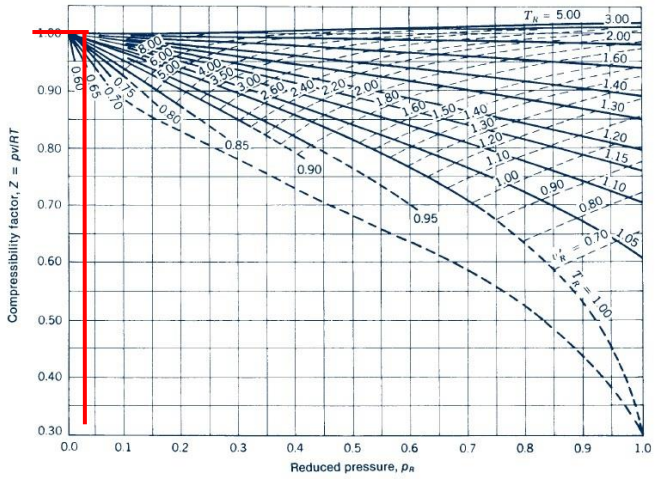
k = 1,4

**C. Faktor Kompresibilitas**

$T_{in}$ = 30,00 °C
303,15 K
$P_{in}$ = 1,0000 atm

Suhu dan tekanan kritis komponen :

| Komponen | Tc (K) | Pc (atm) | Tr | Pr | Z |
|---|---|---|---|---|---|
| udara | 132,39 | 37,26 | 2,29 | 0,03 | 1 |




## D. Kondisi Gas Keluar Kompresor

$P_{out}$ = 4 atm
= 58,784 psi

Menghitung rasio kompresi :

$$R = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{1}{N}}$$

Dengan :
$P_1$ = Tekanan pada suction
$P_2$ = tekanan pada discharge
N = Jumlah stage

Data-data yang diperlukan :
$P_1$ = 14,696 psi
$P_2$ = 58,784 psi
N = 1

Sehingga didapatkan :
R = 4

Rasio kompresi biasanya bervariasi antara 1,05-7 per stage, maka kompresi dengan 1 stage memenuhi syarat (Ludwig,2007).

Menghitung suhu keluaran kompresor :

$$T_2 = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\frac{k-1}{k}} \times T_1$$

Data-data yang diperlukan :
$P_1$ = 14,696 psi
$P_2$ = 58,784 psi
$T_1$ = 30,00 °C
k = 1,4

Sehingga didapatkan :
$T_2$ = 44,580 °C
= 317,730 K

## F. Volume spesifik dan Kecepatan Volumetrik

Volume spesifik dihitung menggunakan rumus berikut :

$$v_1 = \frac{z_1 R T_1}{P_1}$$

Dengan :

z = 1
R = 0,082 atm.L/mol.K
$T_1$ = 303,15 K
$P_1$ = 1,000 atm

Sehingga didapatkan :

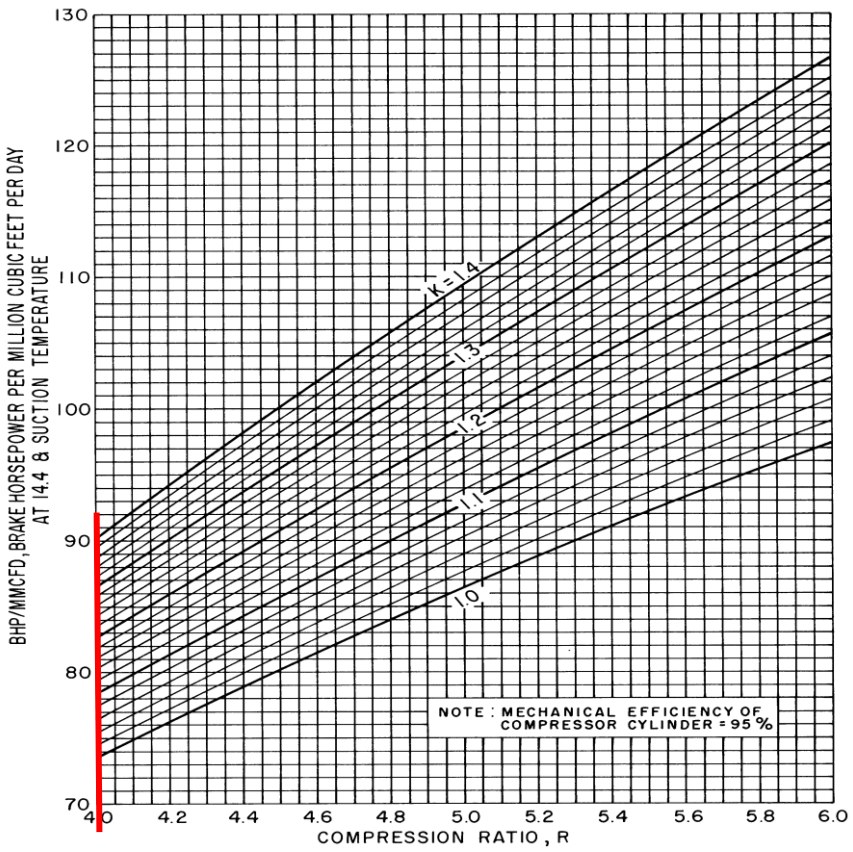
$v_1$ = 24,858 L/mol
= 24,858 $m^3$/kmol

Menghitung kecepatan volumetrik menggunakan rumus :

V = $v_1$ x laju alir mol umpan
= 24,858 x 2,0334
= 50,546 $m^3$/jam
= 4E+04 $ft^3$/hari

## G. Horsepower

R = 4,0
k = 1,4



Berdasarkan Figure 12-21A (Ludwig,2007), didapatkan data sebagai berikut :
BHP/MMCFD = 90
Menghitung kapasitas kompresor :

$$Kapasitas = V \times \left(\frac{P_2}{P_1}\right)\left(\frac{T_2}{T_1}\right)$$

Dimana :
V = Kecepatan volumetrik ($m^3$/jam)
$P_1$ = Tekanan suction (psi)
$P_2$ = Tekanan discharge (psi)
$T_1$ = Suhu masuk (Rankine)
$T_2$ = Suhu keluar (Rankine)
Diketahui :
V = 4E+04 $ft^3$/hari
$P_1$ = 14,696 psi
$P_2$ = 58,784 psi
$T_1$ = 303,15 K
$T_2$ = 317,73 K
Sehingga didapatkan :
Kapasitas = 179604,241 $ft^3$/hari
= 5085,778 $m^3$/hari
= 211,907 $m^3$/jam

Menghitung BHP yang diperlukan :

$$BHP = (bhp/MMCFD) \times \left(\frac{kapasitas}{1E+6}\right)$$

Sehingga didapatkan :
BHP = 15,964 hp
Diambil efisiensi sebesar 80%, maka :
BHP = 19,955 hp

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

BHP standar = 20 hp

## RINGKASAN KOMPRESOR UTILITAS (K-01)

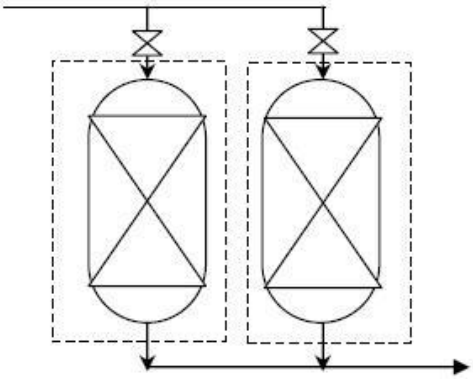
Fungsi : Menekan udara untuk keperluan instrumen pengendali.
Jenis : Sentrifugal, 1 stage.

**Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu masuk | = | 30,00 | °C |
| Suhu keluar | = | 44,58 | °C |
| Tekanan masuk | = | 1,00 | atm |
| Tekanan keluar | = | 4,00 | atm |
| Daya | = | 20 | hp |

**TANGKI SILIKA**
**(TU-13)**

Fungsi : Menyerap uap air yang dibawa oleh udara tekan.
Jenis : Tangki silinder vertikal diisi dengan silika.



**Data yang diketahui :**

| | | |
|---|---|---|
| Suhu | = 44,580 | °C |
| Tekanan | = 4 | atm |
| Kelembaban relatif udara | = 21 | g air/kg udara |
| | = 0,021 | kg air/kg udara |
| Kelembaban relatif yang diinginkan | = 0,010 | kg air/kg udara |
| BM udara | = 29 | kg/kmol |
| Kebutuhan udara | = 50,4 | $m^3$/jam |
| Laju alir massa | = 58,968 | kg/jam |

**1. Massa silika dalam tangki**

Waktu kerja = 1 minggu = 168 jam
Massa uap diserap = 59,0 x ( 0,02 - 0,01 ) x 168
= 109 kg/minggu

$$\text{Massa Silika} = \frac{\text{Massa uap air}}{\text{kemampuan silika}}$$

Kemampuan penyerapan silika = 0,35 - 0,5 kg air/kg silika
(Tabel 16-5, Perry 8th ed, 2008)

| | | |
|---|---|---|
| diambil | = 0,425 | kg air/kg silika |
| Massa Silika | = 108,973 / 0,425 | |
| | = 256,407 | kg |
| Densitas silika | = 2,260 | $kg/m^3$ |
| Volume silika | = 113,454 | $m^3$ |
| Safety 20% | = 136,145 | $m^3$ |
| | = 856,353 | barrel |

## 2. Dimensi Tangki

Diameter (D) dan tunggi tangki (T) ditentukan berdasarkan Appendix E (Brownell and Young, 1999 hal 346).

Item 1. Typical Sizes and Corresponding Approximate Capacities for Tanks with 72-in. Butt-welded Courses Recommended by API Standard 12 C

(Courtesy of American Petroleum Institute)

| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 |
|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|---|
| | | Tank Height (ft) | | | | | | | | |
| Tank Diameter (ft) | Approx. Capacity per Foot of Height (bbl) | 12 | 18 | 24 | 30 | 36 | 42 | 48 | 54 | 60 |
| | | Number of Courses in Completed Tank | | | | | | | | |
| | | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| 10 | 14.0 | 170 | 250 | 335 | 420 | 505 | ... | ... | ... | ... |
| 15 | 31.5 | 380 | 565 | 755 | 945 | 1,130 | ... | ... | ... | ... |
| 20 | 56.0 | 670 | 1,010 | 1,340 | 1,680 | 2,010 | 2,350 | 2,690 | ... | ... |
| 25 | 87.4 | 1,050 | 1,570 | 2,100 | 2,620 | 3,150 | 3,670 | 4,200 | 4,720 | 5,250 |
| 30 | 126 | 1,510 | 2,270 | 3,020 | 3,780 | 4,530 | 5,290 | 6,040 | 6,800 | 7,550 |
| 35 | 171 | 2,060 | 3,080 | 4,110 | 5,140 | 6,170 | 7,200 | 8,230 | 9,250 | 10,280 |
| 40 | 224 | 2,690 | 4,030 | 5,370 | 6,710 | 8,060 | 9,400 | 10,740 | 12,090 | 13,430 |
| 45 | 283 | 3,400 | 5,100 | 6,800 | 8,500 | 10,200 | 11,900 | 13,600 | 15,300 | 17,000 |
| 50 | 350 | 4,200 | 6,290 | 8,390 | 10,490 | 12,590 | 14,690 | 16,790 | 18,880 | 20,980 |
| 60 | 504 | 6,030 | 9,060 | 12,909 | 15,110 | 18,130 | 21,150 | 24,170 | 27,190 | 30,220 |
| 70 | 685 | 8,230 | 12,340 | 16,450 | 20,560 | 24,680 | 28,790 | 32,900 | 37,010 | 41,130 |
| 80 | 895 | 10,740 | 16,120 | 21,490 | 26,860 | 32,230 | 37,600 | 42,970 | 48,350 | 53,720 |
| 90 | 1133 | 13,600 | 20,390 | 27,190 | 33,990 | 40,790 | 47,590 | 54,380 | 61,180 | 67,980 |
| 100 | 1399 | 16,790 | 25,180 | 33,570 | 41,970 | 50,360 | 58,750 | 67,140 | 75,540 | 83,930 |
| 120 | 2014 | ... | 36,260 | 48,340 | 60,430 | 72,510 | 84,600 | 96,690 | 108,800 | 120,900 |
| 140 | 2742 | ... | 49,350 | 65,800 | 82,250 | 98,700 | 115,100 | 131,600 | 148,000 | 164,500 |
| 160 | 3581 | ... | ... | ... | 107,400 | 128,900 | 150,400 | 171,900 | 193,400 | 214,900 |
| 180 | 4532 | ... | ... | ... | 136,000 | 163,200 | 190,400 | 217,500 | 244,800 | 254,300 |
| 200 | 5595 | ... | ... | ... | 167,900 | 201,400 | 235,000 | 268,600 | 284,500 | $D = 174$ |
| 220 | 6770 | ... | ... | ... | 203,100 | 243,700 | 284,400 | 322,300 | $D = 194$ | |
| | | | | | | | | $D = 219$ | | |

The approximate capacities shown are based on the formula:
Capacity (42-gal bbl) = $0.14D^2H$, where $D$ = listed tank diameter and $H$ = listed tank height.
Capacities and diameters below the heavy lines (cols. 9–11) are maximum for the tank heights shown, on the basis of the 1¼-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Berdasarkan Appendix E didapatkan :

| | | | |
|---|---|---|---|
| $V_{tangki}$ | = | 755 | barrel |
| | = | 120,035 | $m^3$ |
| | = | 3179,258 | $ft^3$ |
| $D_{tangki}$ | = | 15 | ft |
| | = | 5 | m |
| | = | 180 | in |
| $H_{tangki}$ | = | 24 | ft |
| | = | 7 | m |
| | = | 288 | in |
| Courses | = | 4 | |
| Lebar plate | = | 5 | ft |

## 3. Tebal Shell

Pemilihan bahan konstruksi :

Dipilih carbon steel SA 283 Grade C karena mampu menahan korosi, ekonomis, keuletan bentuk dan sambungan las yang baik.

Menghitung tekanan design :

Tekanan desain adalah 5-10% di atas tekanan kerja normal (Coulson,1983).

Tekanan desain diambil 10%, dimana tekanan operasi 1 atm.

| | | | |
|---|---|---|---|
| $P_{design}$ | = | 110% x $P_{operasi}$ | |
| | = | 4,4 | atm |
| | = | 64,662 | psi |

Menghitung tebal shell :

$$t_{shell} = \frac{\rho(H-1).D}{24.f.E} + C$$

(Brownell & Young,1959)

Keterangan:

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| ρ | = | Densitas silika | = 0,141 | $lb/ft^3$ |
| H | = | Tinggi tangki | = 24 | ft |
| D | = | Diameter tangki | = 15 | ft |
| f | = | maximum allowable sterss | = 12650 | psi (Brownell,1959) |
| E | = | Efisiensi pengelasan | = 0,850 | (single welded butt join) |
| c | = | minimum corrosion allowance | = 0,125 | in |

Tekanan hidrostatis cairan didalam tangki tergantung ketinggiannya, sehingga ketebalan tangki tidak sama. Perancangan tebal tangki sebagai berikut :

| Course ke- | H (ft) | $t_{shell}$ (in) | Standar (in) |
|---|---|---|---|
| 1 | 24 | 0,1252 | 7/16 |
| 2 | 19 | 0,1251 | 7/16 |
| 3 | 14 | 0,1251 | 7/16 |
| 4 | 9 | 0,1251 | 7/16 |

Diameter luar shell :

OD = ID + 2 x tshell

= 180,875 in

Dipilih OD standar :

OD = 192 in

**4. Dimensi Head**

Tekanan operasi di bawah 15 atm maka dipilih jenis head *torispherical dished* head,bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis *Stainless Steel Type* SA 283 Grade C.

$$t_{head} = \frac{0,885.P.r_i}{f.E - 0,1.P}$$

Keterangan

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = 12650 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = 0,850 | (single welded butt join) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = 90,00 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = 64,662 | psi |

Sehingga didapatkan tebal head sebesar :

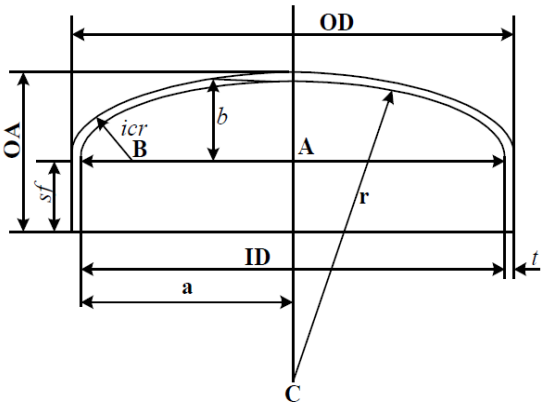
$t_{head}$ = 0,479 in

Diambil $t_{shell}$ standar : (Brownell &Young,1959)

$t_{head}$ = 1/2 in

$t_{head}$ = 0,5 in

Menghitung tinggi head :




Keterangan:

Icr = *Inside coerner radius*
sf = *Straight flange*
r = *Radius of dish*
a = *Inside radius*
b = *Dept of dish*
OD = *Outside diameter*
ID = *Inside diameter*

Mencari a : $a = \frac{ID_s}{2}$

Mencari OD : $OD = ID_s + 2t_s$

Mencari AB : $AB = a - icr$

Mencari BC : $BC = r - icr$

Mencari B : $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

(Brownell & Young, 1959, p.87)

Sehingga dapat dihitung :

| | | | |
|---|---|---|---|
| a | = | 90 | in |
| OD | = | 192,00 | in |
| $t_{head}$ | = | 0,5 | in |
| icr | = | 5,5 | in |
| r | = | 90 | in |
| AB | = | 84,5 | in |
| BC | = | 84,5 | in |
| b | = | 90 | in |

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), untuk tebal head 1/2 standar straight flange antara 1,5-2,5. Maka dipilih Sf :

Sf = 2 in

Tinggi head dihitung menggunakan rumus berikut.

$$Tinggi\ Head = t_{head} + b + S_f$$

Tinggi head = 92,500 in
= 7,708 ft

Tinggi total tangki :

$$Tinggi\ total = h_{shell} + 2Tinggi\ head$$

Tinggi tangki total = 365,000 in
= 30,417 ft
= 9,271 m

## RINGKASAN TANGKI SILIKA (TU-13)

Fungsi : Menyerap uap air yang dibawa oleh udara tekan.
Jenis : Tangki silinder vertikal diisi dengan silika.

**1. Kondisi Operasi**

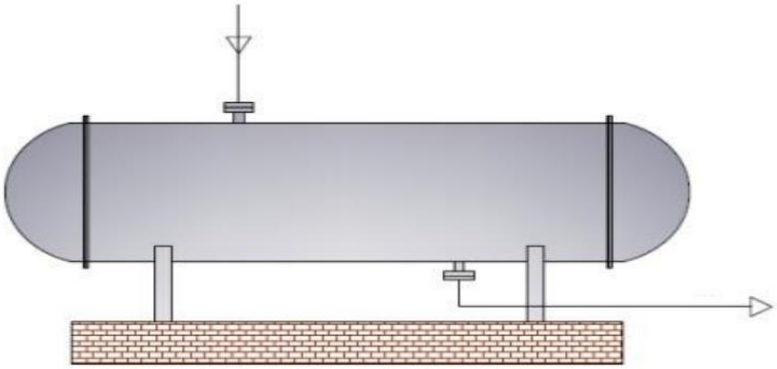
| | | |
|---|---|---|
| Suhu | = 44,58 | °C |
| Tekanan | = 4,00 | atm |
| Kebutuhan silika | = 256,41 | kg |

**2. Mechanical Design**

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = Stainless Steel Type SA 283 Grade C | | | | |
| Diameter dalam (ID) | = 180 | in | = 4,5720 | m |
| Diameter luar (OD) | = 192 | in | = 4,8768 | m |
| Tebal shell | = 0,4375 | in | = 0,0111 | m |
| Tinggi shell | = 288,0 | m | | |
| Tebal head | = 0,5 | in | = 0,0127 | m |
| Tinggi head | = 92,5 | in | = 2,3495 | m |
| Tinggi total tangki | = 9,2710 | m | | |

**TANGKI UDARA TEKAN**
**(TU-14)**

Fungsi : Menampung udara tekan selama 2 jam
Jenis : Silinder Horizontal dengan Elliptical Dished on Right Left of Vessel



## A. Menentukan Kondisi Operasi

1. Kondisi Operasi

| | | | |
|---|---|---|---|
| T | = | 44,6 °C | |
| | = | 318 K | |
| P | = | 4,0 atm | |
| $P_{design}$ | = | 4,4 atm | (safety 20%) |

## B. Kapasitas Tangki

| | | | |
|---|---|---|---|
| Kapasitas udara per jam | = | 58,968 | kg |
| Waktu penyimpanan | = | 2 | jam |
| Kebutuhan udara | = | 117,936 | kg |
| Laju alir molar per jam | = | 4,067 | kmol |

Menghitung volume cairan :

$$V_{udara} = \frac{n.\ R.\ T}{P}$$

$$= \frac{4,0668 \times 0,082 \times 317,730}{4,4}$$

$$= 24,081 \ m^3$$

$$= 6121,292 \ \text{galon}$$

## C. Dimensi Tangki

1. Volume Tangki

Tangki dirancang dengan faktor keamanan 20%, sehingga volume tangki :

| | | | |
|---|---|---|---|
| V tangki | = | 28,897 | $m^3$ |
| | = | 1.020,488 | $ft^3$ |
| | = | 181,755 | barrel |
| | = | 7.634,518 | galon |

2. Diameter dan Panjang Tangki

Tekanan tangki = 4,4 atm
= 64,662 psig

Untuk tangki dengan tekanan 0-250 psig, perbandingan L/D = 3.

$$V_{tangki} = V_{shell} + 2V_{head}$$

$$Vshell = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V\ head = \frac{2\pi}{24}\ D^3$$

$$V\ tangki = \frac{\pi}{12}\ D^3 + \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V\ tangki = \left(\frac{3\pi}{4} + \frac{\pi}{12}\right) D^3$$

$V_{tangki}$ = 2,6167 $D^3$

Sehingga diperoleh nilai D sebesar :

D = 2,227 m
= 87,673 in

L = 6,681 m

**D. Tebal Shell**

Dipilih bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C karena bahan jenis ini dapat menahan tekanan tinggi dan mengurangi ketebalan tangki.

$$t_{shell} = \frac{PR}{SE\ - 0{,}6P}$$

Keterangan :

S = Allowable stress = 15664,1 psi
E = Efisiensi pengelasan = 0,85 (single welded butt join)
P = Tekanan Design = 64,6624 psi
R = Jari-jari dalam = 43,8366 in

Sehingga dedapatkan :

$t_{shell}$ = 0,2135 in

Berdasarkan Tabel 5.8 diperoleh tebal shell standar :

$t_{shell}$ = 0,2500 in

Menghitung OD :

$$OD = ID + 2t_{shell}$$

OD = 88,173 in

Dipilih OD standar :

OD = 90,000 in

**E. Tebal dan Tinggi Head**

Untuk tangki dengan tekanan rentang 200-450 psi digunakan elliptical dished head.

$$t_{head} = \frac{0{,}885.\,P.\,r_i}{f.\,E - 0{,}1.\,P} + C$$

Keterangan

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = 15664,1 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = 0,85 | (single welded butt join) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = 43,8366 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = 64,6624 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = 0,1250 | |

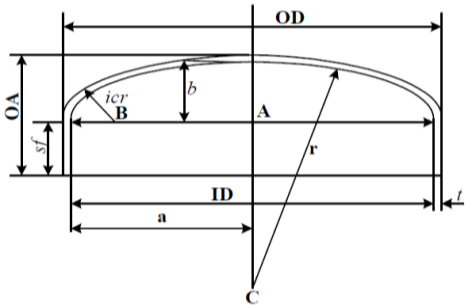
Sehingga didapatkan tebal head sebesar :

$t_{head}$ = 0,3135 in

Diambil $t_{shell}$ standar : (Brownell &Young,1959)

$t_{head}$ = 0,3125 in

Menghitung tinggi head :




Keterangan:

| | | |
|---|---|---|
| Icr | = | *Inside coerner radius* |
| sf | = | *Straight flange* |
| r | = | *Radius of dish* |
| a | = | *Inside radius* |
| b | = | *Dept of dish* |
| OD | = | *Outside diameter* |
| ID | = | *Inside diameter* |

Mencari a : $a = \frac{ID_s}{2}$

Mencari OD : $OD = ID_s + 2t_s$

Mencari AB : $AB = a - icr$

Mencari BC : $BC = r - icr$

Mencari B : (Brownell & Young, 1959, p.87)

$$b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$$

Sehingga dapat dihitung :

| | | | |
|---|---|---|---|
| a | = | 43,837 | in |
| OD | = | 90,000 | in |
| $t_{head}$ | = | 0,313 | in |
| icr | = | 5,50 | in |
| r | = | 90 | in |
| AB | = | 16,418 | in |
| BC | = | 84,500 | in |
| b | = | 7,11 | in |

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), untuk tebal head = 0,31 standar straight flange antara 1,5-3. Maka dipilih Sf :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sf | = | 2 | in |

Tinggi head dihitung menggunakan rumus berikut.

$$Tinggi\ Head = t_{head} + b + S_f$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tinggi head | = | 9,423 | in |
| | = | 0,785 | ft |
| | = | 0,239 | m |

**F. Panjang Total Tangki**

$$Panjang\ total = L_{shell} + 2Tinggi\ head$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| Panjang total | = | 7,159 | m |

## RINGKASAN TANGKI UDARA TEKAN (TU-14)

Fungsi : Menampung udara tekan selama 2 jam
Jenis : Silinder Horizontal dengan Elliptical Dished on Right Left of Vessel

**1. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | = | 44,58 | °C |
| Tekanan | = | 4,00 | atm |
| Waktu penyimpanan | = | 2,00 | hari |

**2. *Mechanical Design***

A. Shell

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 285 Grade C | |
| Diameter dalam (ID) | = | 2,2269 | m |
| Diameter luar (OD) | = | 2,2860 | m |
| Panjang shell | = | 6,6807 | m |
| Tebal | = | 0,0064 | m |

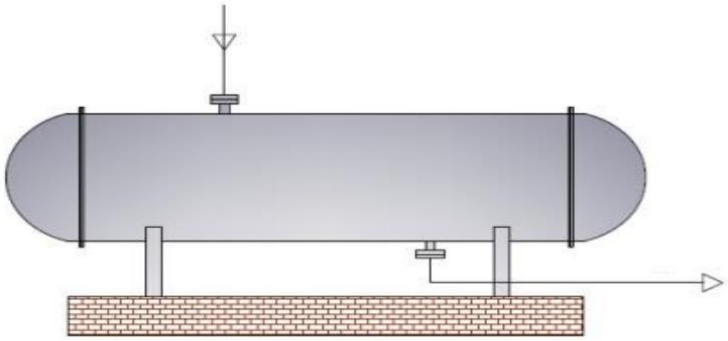
B. Head

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 285 Grade C | |
| Tebal | = | 0,008 | m |
| Tinggi | = | 0,2393 | m |

D. Panjang Total Tangki = 7,1594 m

**TANGKI BAHAN BAKAR FUEL OIL**
**(TU-15)**

Fungsi : Menyimpan bahan bakar untuk boiler selama 1 bulan.
Jenis : Silinder Horizontal dengan torispherical Dished on Right Left of Vessel.



## A. Menentukan Kondisi Operasi

1. Kondisi Operasi

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| T | = | 30,0 | °C | |
| | = | 303 | K | |
| P | = | 1,0 | atm | |
| $P_{design}$ | = | 1,1 | atm | (safety 20%) |

2. Kebutuhan Bahan Bakar

| Alat | kg/bulan |
|---|---|
| Boiler | 95624,170 |
| **Total** | **95624,170** |

## B. Kapasitas Tangki

| | | | |
|---|---|---|---|
| Kebutuhan bahan bakar | = | 95624,17 | kg/bulan |
| Waktu penyimpanan | = | 1 | bulan |
| Kapasitas total | = | 95624,17 | kg |
| Densitas bahan bakar | = | 1050 | $kg/m^3$ |

Menghitung volume bahan bakar :

$$\text{V bahan bakar} = \frac{95.624,17 \text{ kg}}{1.050,00 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 91,07 \text{ m}^3$$

## C. Dimensi Tangki

1. Volume Tangki

Tangki dirancang dengan faktor keamanan 20%, sehingga volume tangki :

| | | | |
|---|---|---|---|
| V tangki | = | 109,285 | $m^3$ |
| | = | 3.859,392 | $ft^3$ |
| | = | 687,380 | barrel |
| | = | 28.873,035 | galon |

2. Diameter dan Panjang Tangki

Tekanan tangki = 1,100 atm
= 16,166 psig

Untuk tangki dengan tekanan 0-250 psig, perbandingan L/D = 3.

$$V_{tangki} = V_{shell} + 2V_{head}$$

$$Vshell = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V\ head = \frac{2\pi}{24}\ D^3$$

$$V\ tangki = \frac{\pi}{12}\ D^3 + \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V\ tangki = \left(\frac{3\pi}{4} + \frac{\pi}{12}\right) D^3$$

$V_{tangki}$ = 2,6167 $D^3$

Sehingga diperoleh nilai D sebesar :

D = 3,4695 m
= 136,60 in

L = 10,4086 m

**D. Tebal Shell**

Dipilih bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C.

$$t_{shell} = \frac{PR}{SE\ - 0{,}6P}$$

Keterangan :

S = Allowable stress = 15664,1 psi
E = Efisiensi pengelasan = 0,85 (single welded butt join)
P = Tekanan Design = 16,166 psi
R = Jari-jari dalam = 68,2978 in

Sehingga dedapatkan :

$t_{shell}$ = 0,0830 in

Berdasarkan Tabel 5.8 diperoleh tebal shell standar :

$t_{shell}$ = 0,1875 in

Menghitung OD :

$$OD = ID + 2t_{shell}$$

OD = 136,9706 in

Dipilih OD standar :

OD = 138,0000 in

**E. Tebal dan Tinggi Head**

Untuk tangki dengan tekanan rentang 200-450 psi digunakan torispherical dished head.

$$t_{head} = \frac{0{,}885.\,P.\,r_i}{f.\,E - 0{,}1.\,P} + C$$

Keterangan

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = | 15664,1 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = | 0,85 | (single welded butt join) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = | 68,2978 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = | 16,1656 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = | 0,1250 | |

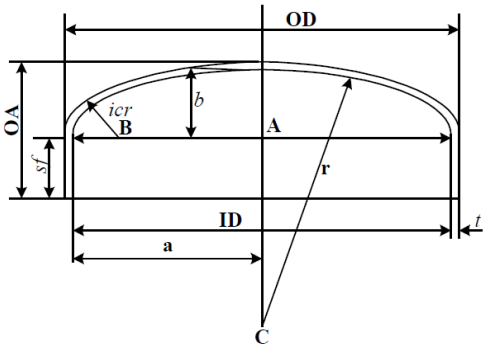
Sehingga didapatkan tebal head sebesar :

$t_{head}$ = 0,1984 in

Diambil $t_{shell}$ standar : (Brownell &Young,1959)

$t_{head}$ = 0,2500 in

Menghitung tinggi head :




Keterangan:

Icr = *Inside coerner radius*
sf = *Straight flange*
r = *Radius of dish*
a = *Inside radius*
b = *Dept of dish*
OD = *Outside diameter*
ID = *Inside diameter*

Mencari a : $a = \frac{ID_s}{2}$

Mencari OD : $OD = ID_s + 2t_s$

Mencari AB : $AB = a - icr$

Mencari BC : $BC = r - icr$

Mencari B : $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

(Brownell & Young, 1959, p.87)

Sehingga dapat dihitung :

| | | | |
|---|---|---|---|
| a | = | 68,2977971 | in |
| OD | = | 138,00 | in |
| $t_{head}$ | = | 0,25 | in |
| icr | = | 8,375 | in |
| r | = | 132 | in |
| AB | = | 25,7739 | in |
| BC | = | 123,6250 | in |
| b | = | 11,09 | in |

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), untuk tebal head = 0,25 standar straight flange antara 1,5-2. Maka dipilih Sf :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sf | = | 1,7 | in |

Tinggi head dihitung menggunakan rumus berikut.

$$Tinggi\ Head = t_{head} + b + S_f$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tinggi head | = | 13,0416 | in |
| | = | 1,0868 | ft |
| | = | 0,3313 | m |

**F. Panjang Total Tangki**

$$Panjang\ total = L_{shell} + 2Tinggi\ head$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| Panjang total | = | 11,0711 | m |

## RINGKASAN TANGKI BAHAN BAKAR (TU-15)

Fungsi : Menyimpan bahan bakar untuk boiler selama 1 bulan.
Jenis : Silinder Horizontal dengan torispherical Dished on Right Left of Vessel.

**1. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | = | 30,00 | °C |
| Tekanan | = | 1,00 | atm |
| Waktu penyimpanan | = | 1,00 | bulan |

**2. *Mechanical Design***

A. Shell

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 285 Grade C | |
| Diameter dalam (ID) | = | 3,4695 | m |
| Diameter luar (OD) | = | 3,5052 | m |
| Panjang shell | = | 10,4086 | m |
| Tebal | = | 0,0048 | m |

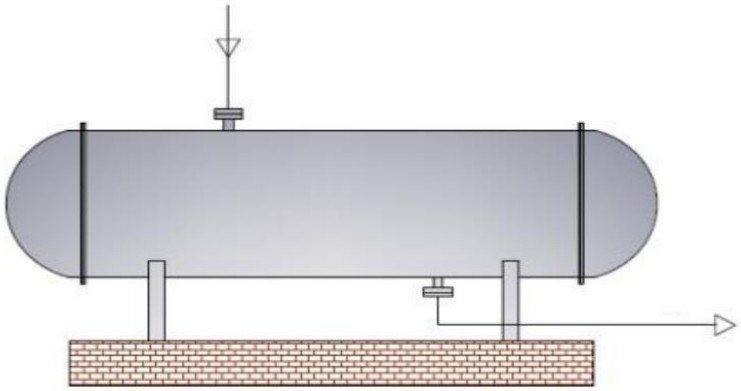
B. Head

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 285 Grade C | |
| Tebal | = | 0,006 | m |
| Tinggi | = | 0,3313 | m |

| | | | |
|---|---|---|---|
| D. Panjang Total Tangki | = | 11,0711 | m |

**TANGKI LNG**
**(TU-16)**

Fungsi : Menyimpan LNG selama 7 hari.
Jenis : Silinder Horizontal dengan Elliptical Dished on Right Left of Vessel



## A. Menentukan Kondisi Operasi

1. Neraca Massa di Sekitar Tangki

| Komp | Input | | | Output | | |
|---|---|---|---|---|---|---|
| | kg/j | kmol/j | %wt | kg/j | kmol/j | %wt |
| LNG | 1218,74 | 76,17 | 100,0% | 1218,74 | 76,17 | 100,0% |
| **Total** | **1218,7** | **76,2** | **100%** | **1218,7** | **76,2** | **100%** |

## B. Kapasitas Tangki

Waktu tinggal penyimpanan LNG mempertimbangkan faktor transportasi dan sumber bahan baku yang berasal dari PT Pertamina.

Kapasitas LNG per jam = 1218,74 kg/jam
Waktu penyimpanan = 7 hari
Kapasitas LNG per 1 Bulan = 204747,856 kg

Memilih jenis tangki
Jenis tangki = Silinder Horizontal dengan Elliptical Dished on Right Left of Vessel
Temperatur desain = -196 ℃
Jenis Insulasi = Insulasi Vacuum

Kapasitas tangki LNG tidak diperbolehkan diisi penuh karena adanya perubahan temperatur LNG yang mengakibatkan perubahan volume, maka:

$$Loading\ limit = 98\% \times \left(\frac{0{,}396}{0{,}456}\right) = 85\%$$

Di mana:
Loading limit = 85%
Filling limit = 98%
$\rho_R$ = 396 kg/m$^3$

ρL = 450 kg/$m^3$
Volume LNG = 454,995 $m^3$

Maka volume tangki LNG yang dibutuhkan adalah:

$$Volume\ Tangki\ LNG = \left(\frac{100\%}{85\%}\right) \times 451{,}812$$

Volume Tangki LNG = 535,289 $m^3$
= 18903,71 $ft^3$
= 3366,86 barrel
= 141423,23 galon

## C. Dimensi Tangki

1. Diameter dan Panjang Tangki

Tekanan tangki = 1,152 atm
= 16,925 psig

Untuk tangki dengan tekanan 0-250 psig, perbandingan L/D = 3.

$$V_{tangki} = V_{shell} + 2V_{head}$$

$$Vshell = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V\ head = \frac{2\pi}{24}\ D^3$$

$$V\ tangki = \frac{\pi}{12}\ D^3 + \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V\ tangki = \left(\frac{3\pi}{4} + \frac{\pi}{12}\right) D^3$$

$V_{tangki}$ = 2,6167 $D^3$

Sehingga diperoleh nilai D sebesar :

D = 5,892 m
= 231,978 in
L = 17,677 m

## D. Desain Tekanan Uap Tangki

Desain tekanan uap dapat dihitung dengan persamaan berikut:

$$Po = 0{,}2 \times 0{,}1 \times A \times C \times (\rho L)^{1{,}5}$$

$$A = 0{,}0185 \times \left(\frac{\sigma_m}{\sigma_A}\right)^2$$

Di mana: Po = Desain tekanan uap tangki (Mpa)
C = Karakteristik dimensi tangki yang akan diambil nilai yang terbesar dari berikut ini, yaitu h, 0,75b atau 0,45ℓ
h = Tinggi tangki (m)
b = Lebar tangki (m)
ℓ = Panjang tangki (m)
ρ = Densitas LNG (456 kg/$m^3$)
$\sigma_m$ = allowable stress of material (MPa) 167,4 MPa
$\sigma_A$ = allowable dynamic stress of material (MPa) 55 MPa

maka,

A = 0,17138

C = 4,41917 m

**7,95451** m

Sehingga,

Po = 0,008 MPa

## E. Desain Tekanan Internal Tangki

Untuk mendapatkan desain tekanan tangki yang sesuai, maka perlu dilakukan perhitungan yang sesuai dengan standar yang bersumber dari IGF Code seperti berikut :

Tekanan cairan internal Pgd dihasilkan oleh ketinggian cairan zβ dan percepatan tak berdimensi aβ, yang dapat dihitung dengan Persamaan.

$$P_{gd} = a\beta . z\beta \frac{\rho}{1{,}02 \times 10^5}$$ (Yao et al, 2015)

Di mana: Pgd = Tekanan cairan internal (MPa)

aβ = Percepatan tak berdimensi yang dihasilkan oleh gravitasi dan beban gerak pada arah β

zβ = Tinggi cairan maksimum

maka,

aβ = 4,2501

zβ = 5,77 m

ρ = 450 kg/m$^3$

sehingga,

Pgd = 0,10827 MPa

## F. Desain Tekanan Tangki

Tekanan internal tangki dapat dihitung dengan persamaan:

P = $Max[Po + (Pgd)max]$

Di mana:

Po = 0,008 MPa

Pgd = 0,1083 MPa

Sehingga,

P = 0,1167 MPa

= 1,1667 bar

= 1,1517 atm

## G. Material Tangki LNG

Menurut peraturan IGF Code, material tangki yang direkomendasikan sebagai acuan dalam pembuatan pressure vessel LNG atau tangki LNG adalah:

*Austenitic Stainless Steel 304*

T = -195°C $\sigma_m$ = 167,4 N/mm$^2$

Pada bagian luar material tangki, dipilih material Carbon Steel. Dikarenakan material ini dikenal lunak sehingga mudah dibentuk namun ulet dan tangguh, lalu baja ini mudah dilas dan dikerjakan. Harga materialnya relatif paling murah

## H. Ketebalan Tangki LNG

Ketebalan tangki LNG memiliki 2 lapisan yang berbeda, sehingga ketebalan masing masingnya pun berbeda. Perhitungan yang pertama dilakukan adalah ketebalan tangki bagian dalam, setelah itu bagian luar sebagai berikut:

**∗ Ketebalan dinding tangki LNG bagian dalam (inner tank)**

Dipilih bahan konstruksi Stainless steel 304

$$t_{shell} = \frac{PR}{SE - 0{,}6P}$$

Keterangan :

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| S | = | Allowable stress | = 17900 | psi |
| E | = | Efisiensi pengelasan | = 0,85 | (single welded butt join) |
| P | = | Tekanan Design | = 16,93 | psi |
| R | = | Jari-jari dalam | = 115,9888 | in |

Sehingga dedapatkan :

$t_{shell}$ = 0,1291 in

Berdasarkan Tabel 5.8 diperoleh tebal shell standar :

$t_{shell}$ = 0,1875 in

Menghitung OD :

$$OD = ID + 2t_{shell}$$

OD = 232,353 in

Dipilih OD standar :

OD = 238,000 in

**∗ Ketebalan dinding tangki LNG bagian luar (outer tank)**

Dipilih bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C.

$$t_{shell} = \frac{PR}{SE - 0{,}6P}$$

Keterangan :

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| S | = | Allowable stress | = 15664,1 | psi |
| E | = | Efisiensi pengelasan | = 0,85 | (single welded butt join) |
| P | = | Tekanan Design | = 16,925 | psi |
| R | = | Jari-jari dalam | = 119,000 | in |

Sehingga dedapatkan :

$t_{shell}$ = 0,1514 in

Berdasarkan Tabel 5.8 diperoleh tebal shell standar :

$t_{shell}$ = 0,1875 in

Menghitung OD :

$$OD = ID + 2t_{shell}$$

OD = 238,3750 in

Dipilih OD standar :

OD = 240,0000 in

## I. Tebal dan Tinggi Head

**∗ Head tangki LNG bagian dalam (inner tank)**

$$t_{head} = \frac{0{,}885.\,P.\,r_i}{f.\,E - 0{,}1.\,P} + C$$

Keterangan

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = 17900 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = 0,85 | (single welded butt join) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = 115,9888 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = 16,9255 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = 0,1250 | |

Sehingga didapatkan tebal head sebesar :

$t_{head}$ = 0,2392 in

Diambil $t_{shell}$ standar : (Brownell &Young,1959)

$t_{head}$ = 0,2500 in

**∗ Head tangki LNG bagian luar (outer tank)**

$$t_{head} = \frac{0{,}885.\,P.\,r_i}{f.\,E - 0{,}1.\,P} + C$$

Keterangan

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = 15664,1 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = 0,85 | (single welded butt join) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = 119,00 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = 16,9255 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = 0,1250 | |

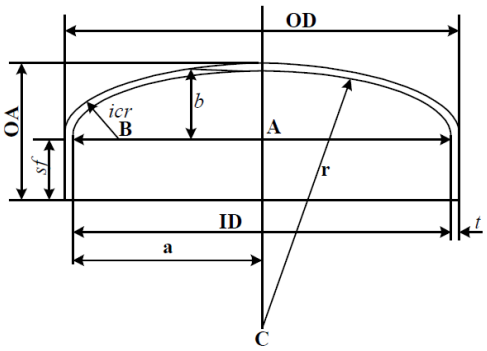
Sehingga didapatkan tebal head sebesar :

$t_{head}$ = 0,2589 in

Diambil $t_{shell}$ standar : (Brownell &Young,1959)

$t_{head}$ = 0,3125 in

**Menghitung tinggi head :**




Keterangan:

Icr = *Inside coerner radius*

sf = *Straight flange*

r = *Radius of dish*

a = *Inside radius*
b = *Dept of dish*
OD = *Outside diameter*
ID = *Inside diameter*

Mencari a : $a = \frac{ID_s}{2}$

Mencari OD : $OD = ID_s + 2t_s$

Mencari AB : $AB = a - icr$

Mencari BC : $BC = r - icr$

Mencari B : $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

(Brownell & Young, 1959, p.87)

Sehingga dapat dihitung :

| | | | |
|---|---|---|---|
| a | = | 115,9888 | in |
| OD | = | 240,00 | in |
| $t_{head}$ | = | 0,3125 | in |
| icr | = | 14,438 | in |
| r | = | 180 | in |
| AB | = | 43,5569 | in |
| BC | = | 165,5625 | in |
| b | = | 20,27 | in |

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), untuk tebal head = 0,31 standar straight flange antara 1,5-2. Maka dipilih Sf :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sf | = | 1,7 | in |

Tinggi head dihitung menggunakan rumus berikut.

$$Tinggi\ Head = t_{head} + b + S_f$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tinggi head | = | 22,2823 | in |
| | = | 1,8569 | ft |
| | = | 0,5660 | m |

## F. Panjang Total Tangki

$$Panjang\ total = L_{shell} + 2Tinggi\ head$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| Panjang total | = | 18,8086 | m |

## RINGKASAN TANGKI LNG (TU-16)

Fungsi : Menyimpan LNG selama 7 hari
Jenis : Silinder Horizontal dengan Elliptical Dished on Right Left of Vessel

**1. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | = | -195,00 | °C |
| Tekanan | = | 1,1517 | atm |
| Waktu penyimpanan | = | 7,00 | hari |

**2. *Mechanical Design***

A. Shell

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi inner shell | = | Austenitic Stainless Steel 304 | |
| Diameter dalam (ID) | = | 5,8922 | m |
| Bahan konstruksi outer shell | = | Carbon Steel | |
| Diameter luar (OD) | = | 6,0452 | m |
| Panjang shell | = | 17,6767 | m |
| Tebal inner shell | = | 0,0048 | m |
| Tebal outer shell | = | 0,0048 | m |

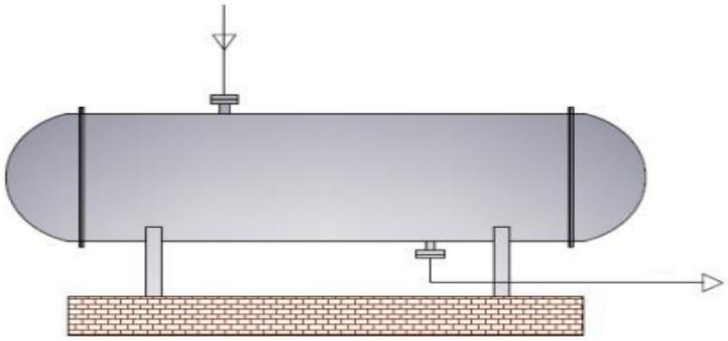
B. Head

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi inner head | = | Austenitic Stainless Steel 304 | |
| Tebal inner head | = | 0,006 | m |
| Bahan konstruksi inner head | = | Carbon Steel | |
| Tebal outer head | = | 0,008 | m |
| Tinggi | = | 0,5660 | m |

C. Panjang total tangki = 18,809 m

**TANGKI BAHAN BAKAR SOLAR**
**(TU-17)**

Fungsi : Menyimpan bahan bakar untuk generator selama 1 bulan.
Jenis : Silinder Horizontal dengan torispherical Dished on Right Left of Vessel.



## A. Menentukan Kondisi Operasi

1. Kondisi Operasi

| | | | | |
|---|---|---|---|---|
| T | = | 30,0 | °C | |
| | = | 303 | K | |
| P | = | 1,0 | atm | |
| $P_{design}$ | = | 1,1 | atm | (safety 20%) |

2. Kebutuhan Bahan Bakar

| Alat | kg/bulan |
|---|---|
| Generator | 1.609,276 |
| **Total** | **1609,2764** |

## B. Kapasitas Tangki

| | | | |
|---|---|---|---|
| Kebutuhan bahan bakar | = | 1609,28 | kg/bulan |
| Waktu penyimpanan | = | 1 | bulan |
| Kapasitas total | = | 1609,28 | kg |
| Densitas bahan bakar | = | 1050 | $kg/m^3$ |

Menghitung volume bahan bakar :

$$\text{V bahan bakar} = \frac{1.609,28 \text{ kg}}{1.050,00 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1,53 \text{ m}^3$$

## C. Dimensi Tangki

1. Volume Tangki

Tangki dirancang dengan faktor keamanan 20%, sehingga volume tangki :

| | | | |
|---|---|---|---|
| V tangki | = | 1,839 | $m^3$ |
| | = | 64,950 | $ft^3$ |
| | = | 11,568 | barrel |
| | = | 485,910 | galon |

2. Diameter dan Panjang Tangki

Tekanan tangki = 1,100 atm
= 16,166 psig

Untuk tangki dengan tekanan 0-250 psig, perbandingan L/D = 3.

$$V_{tangki} = V_{shell} + 2V_{head}$$

$$Vshell = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V\ head = \frac{2\pi}{24}\ D^3$$

$$V\ tangki = \frac{\pi}{12}\ D^3 + \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V\ tangki = \left(\frac{3\pi}{4} + \frac{\pi}{12}\right) D^3$$

$V_{tangki}$ = 2,6167 $D^3$

Sehingga diperoleh nilai D sebesar :

D = 0,8891 m
= 35,00 in

L = 2,6673 m

**D. Tebal Shell**

Dipilih bahan konstruksi Carbon Steel SA-283 Grade C.

$$t_{shell} = \frac{PR}{SE\ - 0{,}6P}$$

Keterangan :

S = Allowable stress = 15664,1 psi
E = Efisiensi pengelasan = 0,85 (single welded butt join)
P = Tekanan Design = 16,166 psi
R = Jari-jari dalam = 17,5023 in

Sehingga dedapatkan :

$t_{shell}$ = 0,0213 in

Berdasarkan Tabel 5.8 diperoleh tebal shell standar :

$t_{shell}$ = 0,1875 in

Menghitung OD :

$$OD = ID + 2t_{shell}$$

OD = 35,3795 in

Dipilih OD standar :

OD = 36,0000 in

**E. Tebal dan Tinggi Head**

Untuk tangki dengan tekanan rentang 200-450 psi digunakan torispherical dished head.

$$t_{head} = \frac{0{,}885.\,P.\,r_i}{f.\,E - 0{,}1.\,P} + C$$

Keterangan

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| f | = | Allowable stress (psi) | = | 15664,1 | psi |
| E | = | Efisiensi sambungan | = | 0,85 | (single welded butt join) |
| ri | = | Jari-jari dalam (in) | = | 17,5023 | in |
| P | = | Tekanan design (psi) | = | 16,1656 | psi |
| C | = | Faktor korosi | = | 0,1250 | |

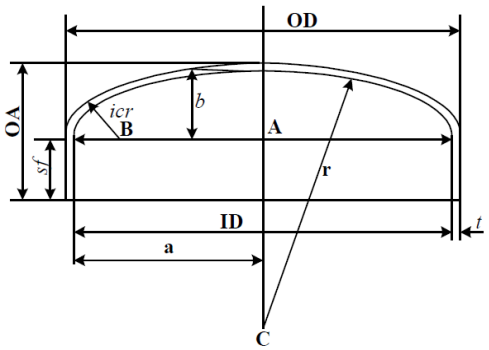
Sehingga didapatkan tebal head sebesar :

$t_{head}$ = 0,1438 in

Diambil $t_{shell}$ standar : (Brownell &Young,1959)

$t_{head}$ = 0,1875 in

Menghitung tinggi head :




Keterangan:

Icr = *Inside coerner radius*
sf = *Straight flange*
r = *Radius of dish*
a = *Inside radius*
b = *Dept of dish*
OD = *Outside diameter*
ID = *Inside diameter*

Mencari a : $a = \frac{ID_s}{2}$

Mencari OD : $OD = ID_s + 2t_s$

Mencari AB : $AB = a - icr$

Mencari BC : $BC = r - icr$

Mencari B : $b = r - (BC^2 - AB^2)^{0,5}$

(Brownell & Young, 1959, p.87)

Sehingga dapat dihitung :

| | | | |
|---|---|---|---|
| a | = | 17,5022688 | in |
| OD | = | 36,00 | in |
| $t_{head}$ | = | 0,1875 | in |
| icr | = | 2,250 | in |
| r | = | 36 | in |
| AB | = | 6,5011 | in |
| BC | = | 33,7500 | in |
| b | = | 2,88 | in |

Dari tabel 5.6 (Brownell & Young, 1959), untuk tebal head = 0,19 standar straight flange antara 1,5-2. Maka dipilih Sf :

| | | | |
|---|---|---|---|
| Sf | = | 1,7 | in |

Tinggi head dihitung menggunakan rumus berikut.

$$Tinggi\ Head = t_{head} + b + S_f$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| Tinggi head | = | 4,7696 | in |
| | = | 0,3975 | ft |
| | = | 0,1211 | m |

**F. Panjang Total Tangki**

$$Panjang\ total = L_{shell} + 2Tinggi\ head$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| Panjang total | = | 2,9096 | m |

## RINGKASAN TANGKI BAHAN BAKAR (TU-15)

Fungsi : Menyimpan bahan bakar untuk boiler selama 1 bulan.
Jenis : Silinder Horizontal dengan torispherical Dished on Right Left of Vessel.

**1. Kondisi Operasi**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Suhu | = | 30,00 | °C |
| Tekanan | = | 1,00 | atm |
| Waktu penyimpanan | = | 1,00 | bulan |

**2. *Mechanical Design***

A. Shell

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 285 Grade C | |
| Diameter dalam (ID) | = | 0,8891 | m |
| Diameter luar (OD) | = | 0,9144 | m |
| Panjang shell | = | 2,6673 | m |
| Tebal | = | 0,0048 | m |

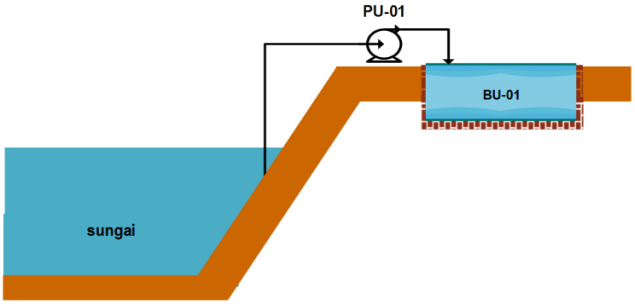
B. Head

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan konstruksi | = | Carbon Steel SA 285 Grade C | |
| Tebal | = | 0,005 | m |
| Tinggi | = | 0,1211 | m |

| | | | |
|---|---|---|---|
| D. Panjang Total Tangki | = | 2,9096 | m |

**POMPA UTILITAS**
**(PU-01)**

Fungsi : Mengalirkan air dari suangai ke bak pengendap partikel kasar (BU-01)
Jenis : Centrifugal pump, single stage




## A. Komposisi Umpan

| Komp | Input | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | **kg/j** | BM | **kmol/j** | **%wt** | **x** |
| $H_2O$ | 321504,8 | 18 | 17861,3798 | 100% | **1,00** |
| **Total** | **321504,8** | | **17861,38** | **100%** | **1,00** |

## B. Sifat Fisis Air

Kondisi penyimpanan :
T = 303,15 K
P = 1 atm

1. Densitas
   Menghitung densitas :
   Densitas liquid : $\rho_i = AB^{-(1-T/T_c)^n}$
   Keterangan :
   T = Suhu (K)
   Tc = Suhu kritis (K)
   n = Koefisien regresi)
   wi = Fraksi massa komponen

| Komp | A | B | Tc | n |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 3,471,E-01 | 2,740,E-01 | 6,471,E+02 | 2,857,E-01 |
| Komp | kg/jam | wi | ρ (g/ml) | wi/ρi |
| $H_2O$ | 321504,8357 | 1,0000 | 1,0229 | 0,9776 |
| **Total** | **321504,8357** | **1,0000** | | **0,9776** |

   Sehingga didapatkan :
   $\rho_{air}$ = 1,0229 g/ml
   = 63,8561 $lb/ft^3$
   = 1022,8753 $kg/m^3$

2. Viskositas

$$\log \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Keterangan :
$\mu_l$ = Viskositas liquid (cp)
A,B,C = Konstanta viskositas
T = Suhu (K)

| Komp | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| H2O(l) | -1,022,E+01 | 1,793,E+03 | 1,773,E-02 | -1,263,E-05 |
| Komp | Fraksi massa | μ (Cp) | μ (kg/m.s) | μ (lb/ft.jam) |
| H2O(l) | 1,0000 | 8,150,E-01 | 8,150,E-04 | 1,972,E+00 |
| **Total** | 1,0000 | **0,8150** | **0,0008** | **1,9716** |

3. Kecapatan Massa Cairan

$$\text{Laju volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}\ \ kg/jam}{\text{densitas}\ \ kg/m^3}$$

$$= \frac{321504,8}{1022,8753}$$

= 314,315 $m^3$/jam
= 0,087 $m^3$/s
= 314314,801 L/jam
= 11100,027 $ft^3$/jam
= 1383,897 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction
Tinggi suction head = 1,0 m
Tekanan permukaan cairan suction head = 1,0 atm = 101325 Pa

Titik 2 discharge
Tinggi discharge head = 0,5 m
Tekanan permukaan cairan discharge = 1,0 atm = 101325 Pa

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0,45} (\rho_H)^{0,13}$$

Keterangan :
Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3$/s)
$\rho_H$ = Densitas cairan (lb/$ft^3$)

Data-data yang diperlukan :
$Q_H$ = 3,0833 $ft^3$/s
$\rho_H$ = 63,8561 lb/$ft^3$
Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :
Di = 11,11 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 12,00 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 12,75 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 12,09 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 115 | $in^2$ |
| | = | 0,07419 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

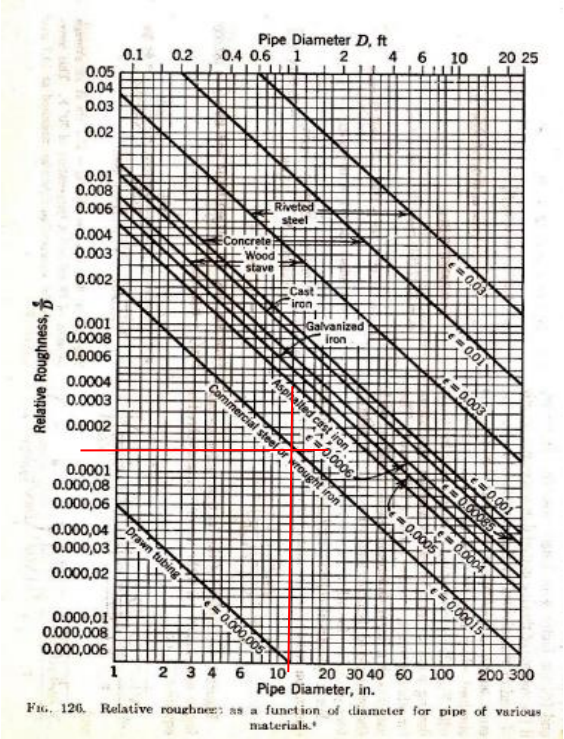



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

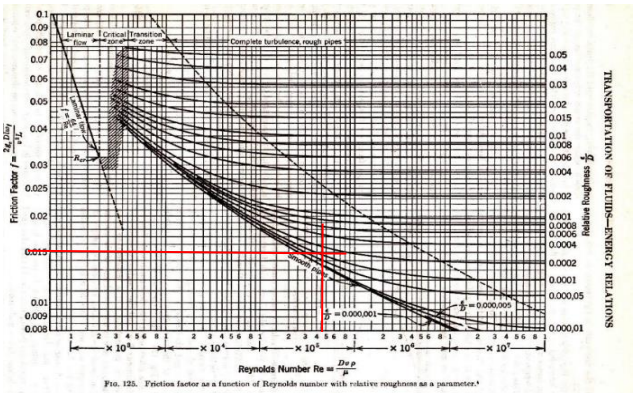



FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 1,18 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 453526,75

ε/D = 0,00014

f = 0,015

## F. Panjang Ekivalen Pipa

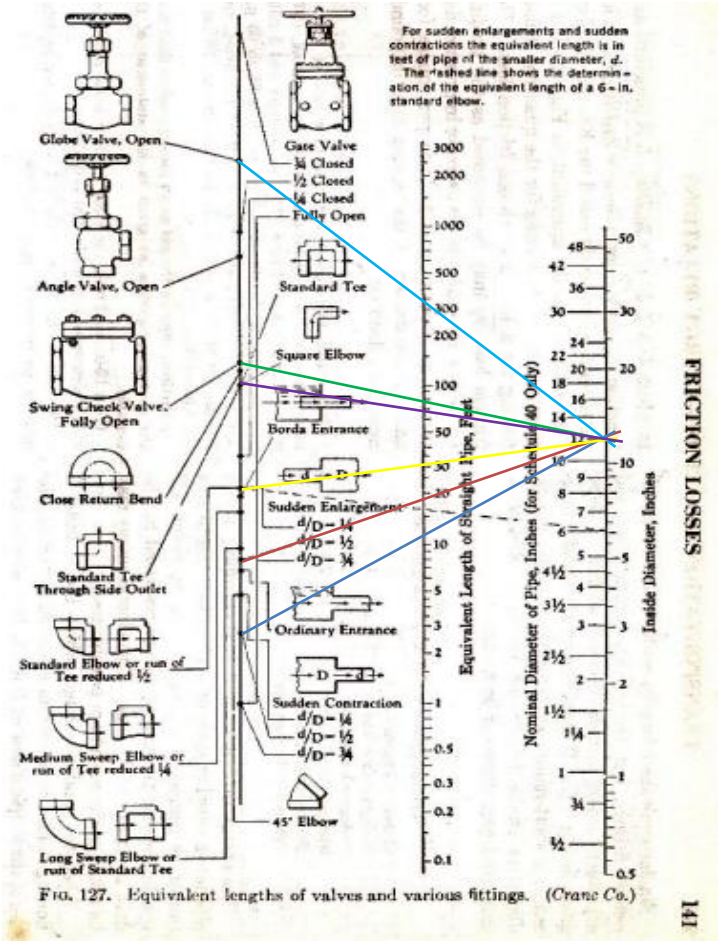



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 19,00 | 19 | 5,7912 |
| Sudden Constraction | 1 | 12,00 | 12 | 3,6576 |
| Check Valve | 1 | 40,0 | 40 | 12,192 |
| Globe Valve | 1 | 310,0 | 310 | 94,488 |
| Elbow | 2 | 30,00 | 60 | 18,288 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 250,00 |
| Total Panjang | | | | 384,417 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = -0{,}500 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 1{,}327 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 0,827 m
= 2,712 ft

## H. Jenis Pompa

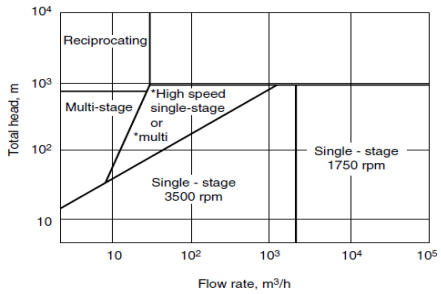



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 314,315 $m^3$/jam
H = 0,827 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 1383,90 gpm
H = 2,712 ft
Sehingga :
Ns = 61606,1 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Axial-Flow Field*

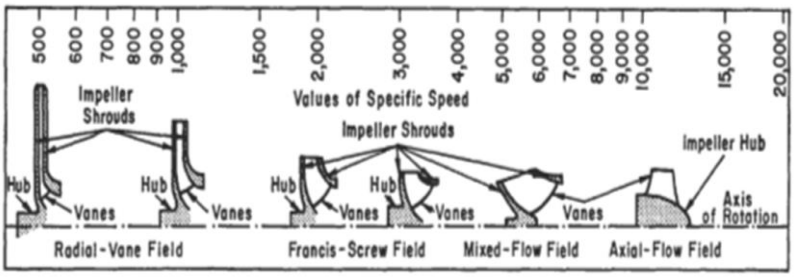



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available

   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

   Dengan :
   P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
   H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 30,00 T (K) = 303,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 17861,3798 | 1,0000 | 31,8649 | 0,0419 |
| **Total** | **17861,3798** | **1,0000** | | **0,0419** |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)
Diketahui :
f = 0,015
L = 384,417 m
ID = 0,30709 m
$\rho$ = 1022,88 kg/m$^3$
V = 1,1768 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 106391,92 N/m$^2$
= 1,0500 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 101325 N/m$^2$
H = 1,0000 m
$\rho$ = 1022,8753 kg/m$^3$
$P_v$ = 4248,304 N/m$^2$
$P_f$ = 106391,92 N/m$^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 11,8931

2. NPSH Required
   Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,
N = Kecepatan putaran (rpm)
Q = Kecepatan volume cairan ($m^3$/menit)
Diketahui :
N = 3500 rpm
Q = 5,2386 $m^3$/menit
Sehingga didapatkan :
$NPSH_R$ = 7,10207

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

## K. Brake Horse Power (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :
Q = Debit aliran ($m^3$/s)
eff = effisiensi pompa
H = Head pompa (m)
γ = Densitas x percepatan gravitasi
Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :
Q = 0,0873 $m^3$/s
eff = 80,00%
H = 0,8267 m
ρ = 1022,88 kg/$m^3$
g = 9,8067 m/$s^2$
γ = 10031,0 kg/$m^2$.$s^2$
Sehingga didapatkan :
BHP = 905,0 Watt
= 1,21366 hp

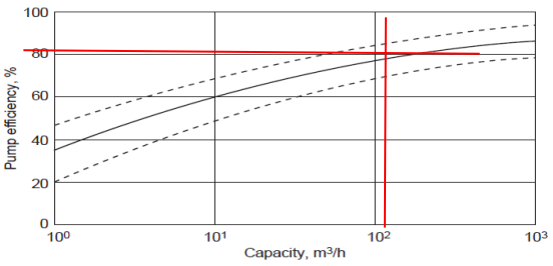



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 1{,}52 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 1,5 hp

# RINKASAN POMPA UTILITAS 1 (PU-01)

Fungsi : Mengalirkan air dari suangai ke bak pengendap partikel kasar (BU-01)
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

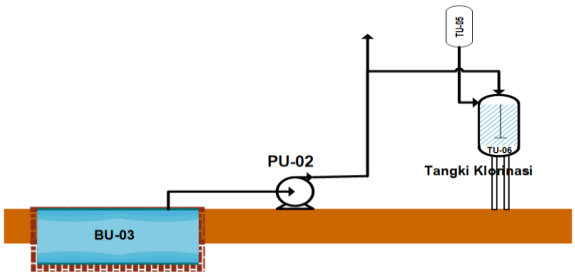
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,3048 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,3239 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,3071 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0742 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 384,417 | m |
| Total head | = | 0,8267 | m |
| BHP | = | 1,21366 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 1,5 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 7,10207 | |
| $NPSH_A$ | = | 11,8931 | |

**POMPA UTILITAS**
**(PU-02)**

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung lanjutan ke tangki klorinasi (TU-06), cooling tower dan kation excanger
Jenis : Centrifugal pump, single stage




## A. Komposisi Umpan

| Komp | Input | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | **kg/j** | BM | **kmol/j** | **%wt** | **x** |
| $H_2O$ | 267380,7 | 18 | 14854,4835 | 100% | **1,00** |
| **Total** | **267380,7** | | **14854,48** | **100%** | **1,00** |

## B. Sifat Fisis Air

Kondisi penyimpanan :
T = 303,15 K
P = 1 atm

1. Densitas
   Menghitung densitas :
   Densitas liquid : $\rho_i = AB^{-(1-T/T_c)^n}$
   Keterangan :
   T = Suhu (K)
   Tc = Suhu kritis (K)
   n = Koefisien regresi)
   wi = Fraksi massa komponen

| Komp | A | B | Tc | n |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 3,471,E-01 | 2,740,E-01 | 6,471,E+02 | 2,857,E-01 |
| Komp | kg/jam | wi | ρ (g/ml) | wi/ρi |
| $H_2O$ | 267380,7023 | 1,0000 | 1,0229 | 0,9776 |
| **Total** | **267380,7023** | **1,0000** | | **0,9776** |

   Sehingga didapatkan :
   $\rho_{air}$ = 1,0229 g/ml
   = 63,8561 $lb/ft^3$
   = 1022,8753 $kg/m^3$

2. Viskositas

$$\log \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Keterangan :
$\mu_l$ = Viskositas liquid (cp)
A,B,C = Konstanta viskositas
T = Suhu (K)

| Komp | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| H2O(l) | -1,022,E+01 | 1,793,E+03 | 1,773,E-02 | -1,263,E-05 |
| Komp | Fraksi massa | μ (Cp) | μ (kg/m.s) | μ (lb/ft.jam) |
| H2O(l) | 1,0000 | 8,150,E-01 | 8,150,E-04 | 1,972,E+00 |
| **Total** | 1,0000 | **0,8150** | **0,0008** | **1,9716** |

3. Kecapatan Massa Cairan

$$\text{Laju volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}\ \ kg/jam}{\text{densitas}\ \ kg/m^3}$$

$$= \frac{267380,7}{1022,8753}$$

= 261,401 $m^3$/jam
= 0,073 $m^3$/s
= 261401,083 L/jam
= 9231,379 $ft^3$/jam
= 1150,923 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction
Tinggi suction head = 1,0 m
Tekanan permukaan cairan suction head = 1,0 atm = 101325 Pa

Titik 2 discharge
Tinggi discharge head = 4,0 m
Tekanan permukaan cairan discharge = 1,0 atm = 101325 Pa

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0,45} (\rho_H)^{0,13}$$

Keterangan :
Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3$/s)
$\rho_H$ = Densitas cairan (lb/$ft^3$)

Data-data yang diperlukan :
$Q_H$ = 2,5643 $ft^3$/s
$\rho_H$ = 63,8561 lb/$ft^3$
Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :
Di = 10,23 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 12,00 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 12,75 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 12,09 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 115 | $in^2$ |
| | = | 0,07419 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

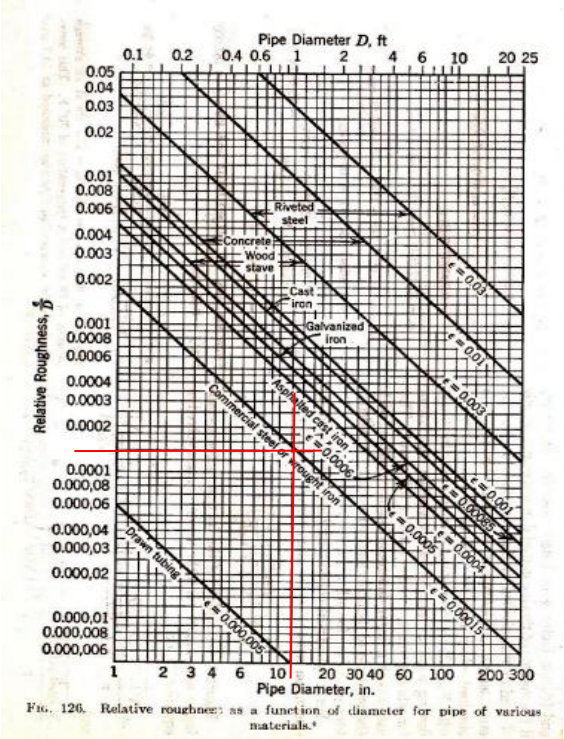



Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

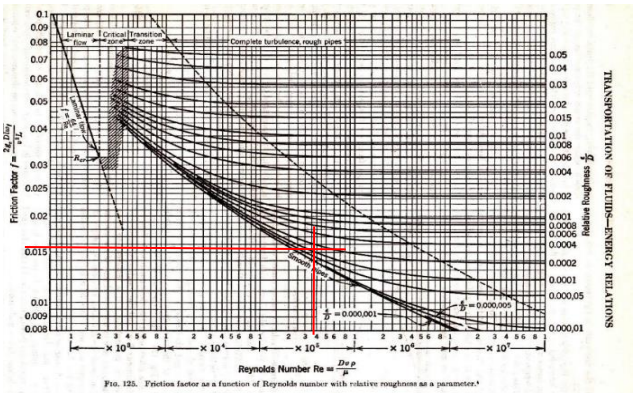



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 0,98 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 377177,22

ε/D = 0,00014

f = 0,0155

## F. Panjang Ekivalen Pipa

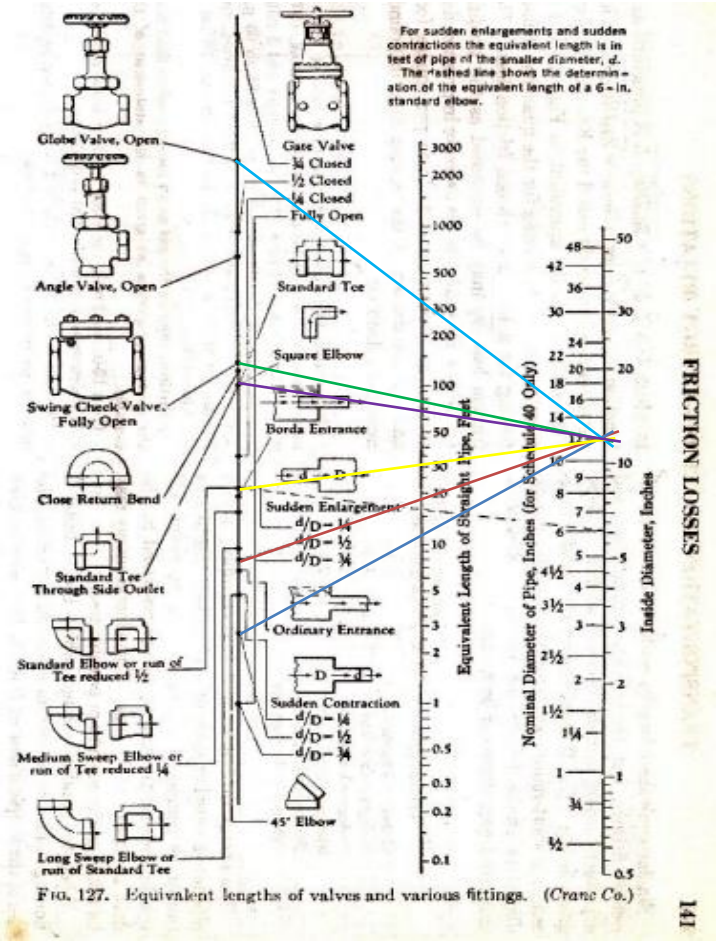



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 19,00 | 19 | 5,7912 |
| Sudden Constraction | 1 | 12,00 | 12 | 3,6576 |
| Check Valve | 1 | 40,0 | 40 | 12,192 |
| Globe Valve | 1 | 310,0 | 310 | 94,488 |
| Elbow | 4 | 30,00 | 120 | 36,576 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 121,63 |
| Total Panjang | | | | 274,339 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 3{,}000 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 0{,}677 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 3,677 m
= 12,063 ft

## H. Jenis Pompa

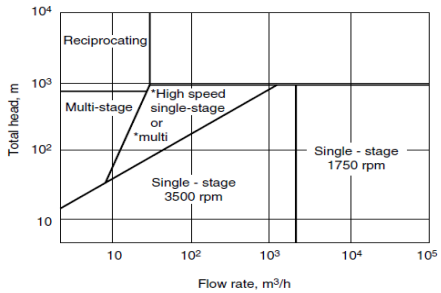



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 261,401 $m^3$/jam
H = 3,677 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 1150,92 gpm
H = 12,063 ft
Sehingga :
Ns = 18344,7 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Axial-Flow Field*

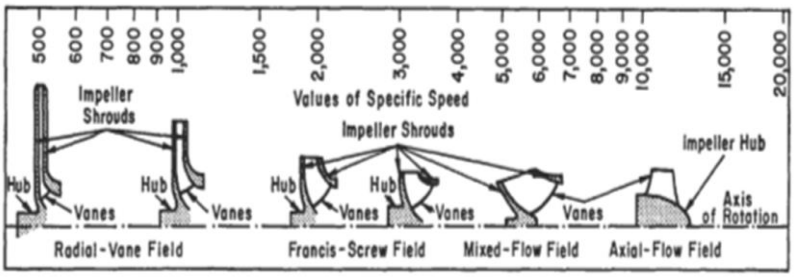



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available
   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :
P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 30,00 T (K) = 303,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 14854,4835 | 1,0000 | 31,8649 | 0,0419 |
| **Total** | **14854,4835** | **1,0000** | | **0,0419** |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)
Diketahui :
f = 0,0155
L = 274,339 m
ID = 0,30709 m
$\rho$ = 1022,88 kg/m$^3$
V = 0,9787 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 54264,99 N/m$^2$
= 0,5356 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 101325 N/m$^2$
H = 1,0000 m
$\rho$ = 1022,8753 kg/m$^3$
$P_v$ = 4248,304 N/m$^2$
$P_f$ = 54264,99 N/m$^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 42,854

2. NPSH Required

Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,

N = Kecepatan putaran (rpm)

Q = Kecepatan volume cairan ($m^3$/menit)

Diketahui :

N = 3500 rpm

Q = 4,3567 $m^3$/menit

Sehingga didapatkan :

$NPSH_R$ = 6,28078

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

## K. Brake Horse Power (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :

Q = Debit aliran ($m^3$/s)

eff = effisiensi pompa

H = Head pompa (m)

γ = Densitas x percepatan gravitasi

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :

Q = 0,0726 $m^3$/s

eff = 80,00%

H = 3,6767 m

ρ = 1022,88 kg/$m^3$

g = 9,8067 m/$s^2$

γ = 10031,0 kg/$m^2$.$s^2$

Sehingga didapatkan :

BHP = 3347,5 Watt

= 4,48902 hp

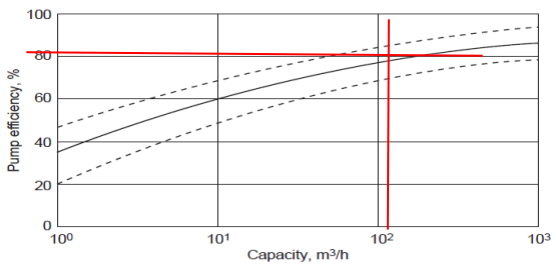



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 5{,}61 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 7,5 hp

# RINGKASAN POMPA UTILITAS 2 (PU-02)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak penampung lanjutan ke tangki klorinasi (TU-06)
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

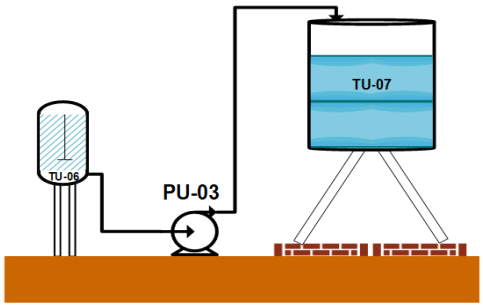
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,3048 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,3239 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,3071 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0742 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 274,339 | m |
| Total head | = | 3,6767 | m |
| BHP | = | 4,48902 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 7,5 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 6,28078 | |
| $NPSH_A$ | = | 42,8543 | |

**POMPA UTILITAS**
**(PU-03)**

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju ke tangki sanitasi (T-07)
Jenis : Centrifugal pump, single stage




## A. Komposisi Umpan

| Komp | Input | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | **kg/j** | BM | **kmol/j** | **%wt** | **x** |
| $H_2O$ | 2975,3 | 18 | 165,292378 | 100% | **1,00** |
| **Total** | **2975,3** | | **165,29** | **100%** | **1,00** |

## B. Sifat Fisis Air

Kondisi penyimpanan :
T = 303,15 K
P = 1 atm

1. Densitas
   Menghitung densitas :
   Densitas liquid : $\rho_i = AB^{-(1-T/T_c)^n}$
   Keterangan :
   T = Suhu (K)
   Tc = Suhu kritis (K)
   n = Koefisien regresi)
   wi = Fraksi massa komponen

| Komp | A | B | Tc | n |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 3,471,E-01 | 2,740,E-01 | 6,471,E+02 | 2,857,E-01 |
| Komp | kg/jam | wi | ρ (g/ml) | wi/ρi |
| $H_2O$ | 2975,2628 | 1,0000 | 1,0229 | 0,9776 |
| **Total** | **2975,2628** | **1,0000** | | **0,9776** |

   Sehingga didapatkan :
   $\rho_{air}$ = 1,0229 g/ml
   = 63,8561 $lb/ft^3$
   = 1022,8753 $kg/m^3$

2. Viskositas

$$\log \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Keterangan :
$\mu_l$ = Viskositas liquid (cp)
A,B,C = Konstanta viskositas
T = Suhu (K)

| Komp | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| H2O(l) | -1,022,E+01 | 1,793,E+03 | 1,773,E-02 | -1,263,E-05 |
| Komp | Fraksi massa | μ (Cp) | μ (kg/m.s) | μ (lb/ft.jam) |
| H2O(l) | 1,0000 | 8,150,E-01 | 8,150,E-04 | 1,972,E+00 |
| **Total** | 1,0000 | **0,8150** | **0,0008** | **1,9716** |

3. Kecapatan Massa Cairan

$$\text{Laju volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa } \frac{kg}{jam}}{\text{densitas } \frac{kg}{m^3}}$$

$$= \frac{2975,3}{1022,8753}$$

= 2,909 $m^3$/jam
= 0,001 $m^3$/s
= 2908,725 L/jam
= 102,722 $ft^3$/jam
= 12,807 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction
Tinggi suction head = 1,0 m
Tekanan permukaan cairan suction head = 1,0 atm = 101325 Pa

Titik 2 discharge
Tinggi discharge head = 5,5 m
Tekanan permukaan cairan discharge = 1,0 atm = 101325 Pa

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0,45} (\rho_H)^{0,13}$$

Keterangan :
Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3$/s)
$\rho_H$ = Densitas cairan (lb/$ft^3$)

Data-data yang diperlukan :
$Q_H$ = 0,0285 $ft^3$/s
$\rho_H$ = 63,8561 lb/$ft^3$
Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :
Di = 1,35 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 1,50 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 1,9 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 1,61 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 2,04 | $in^2$ |
| | = | 0,00132 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

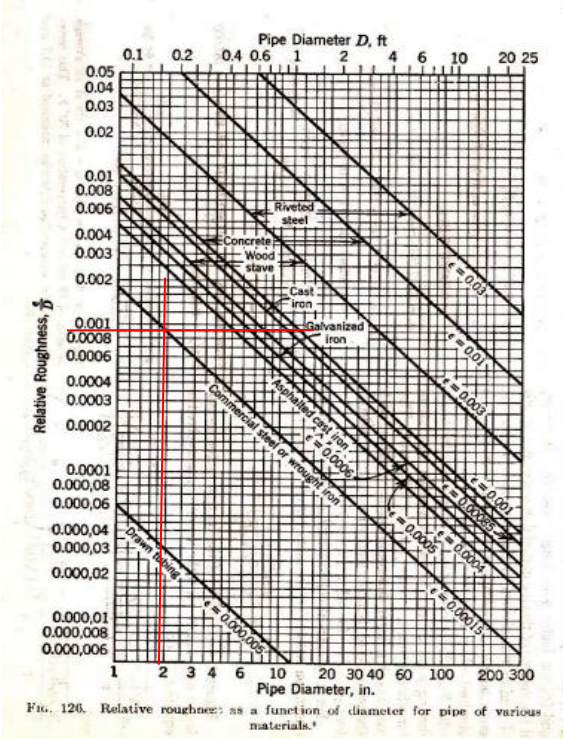



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

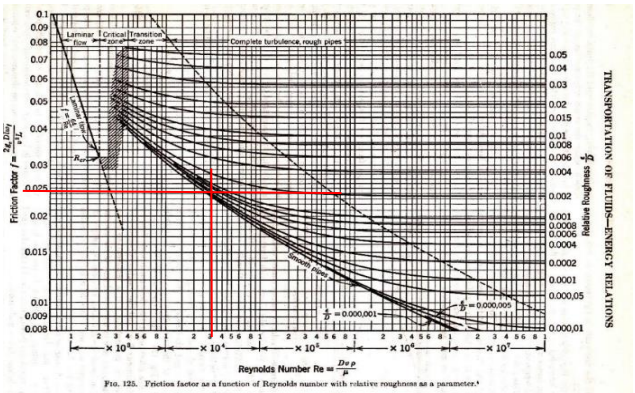



FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 0,61 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 31507,07

ε/D = 0,0009

f = 0,029

## F. Panjang Ekivalen Pipa

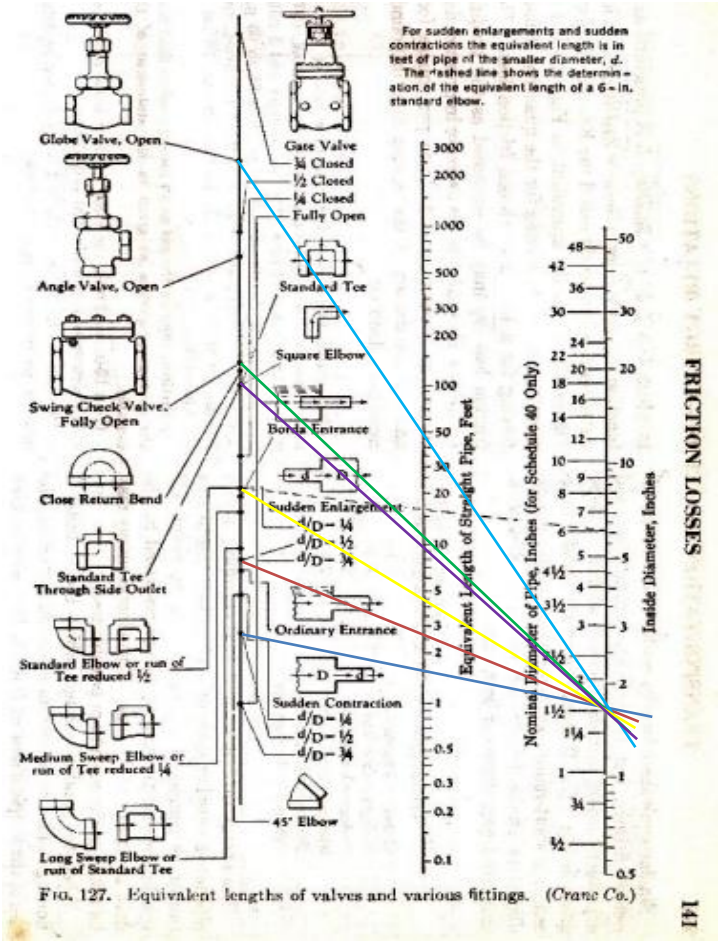



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 2,50 | 2,5 | 0,762 |
| Sudden Constraction | 1 | 1,70 | 1,7 | 0,51816 |
| Check Valve | 1 | 11,0 | 11 | 3,3528 |
| Globe Valve | 1 | 49,0 | 49 | 14,9352 |
| Elbow | 4 | 4,00 | 16 | 4,8768 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 37,89 |
| Total Panjang | | | | 62,335 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 4{,}482 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 0{,}850 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 5,332 m
= 17,494 ft

## H. Jenis Pompa

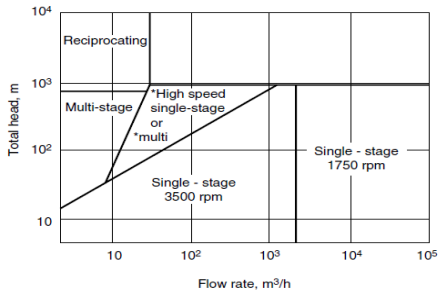



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 2,909 $m^3$/jam
H = 5,332 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 12,81 gpm
H = 17,494 ft
Sehingga :
Ns = 1464,29 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Radial-Vane Field*

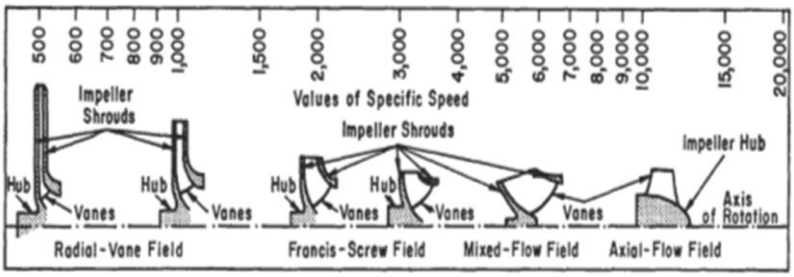



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available
   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :
P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 30,00 T (K) = 303,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 165,2924 | 1,0000 | 31,8649 | 0,0419 |
| **Total** | **165,2924** | **1,0000** | | **0,0419** |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)
Diketahui :
f = 0,029
L = 62,335 m
ID = 0,04089 m
$\rho$ = 1022,88 kg/m$^3$
V = 0,6139 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 68164,17 N/m$^2$
= 0,6727 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 101325 N/m$^2$
H = 1,0000 m
$\rho$ = 1022,8753 kg/m$^3$
$P_v$ = 4248,304 N/m$^2$
$P_f$ = 68164,17 N/m$^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 29,266

2. NPSH Required

Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,

N = Kecepatan putaran (rpm)

Q = Kecepatan volume cairan ($m^3$/menit)

Diketahui :

N = 3500 rpm

Q = 0,0485 $m^3$/menit

Sehingga didapatkan :

$NPSH_R$ = 0,31305

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

## K. Brake Horse Power (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :

Q = Debit aliran ($m^3$/s)

eff = effisiensi pompa

H = Head pompa (m)

γ = Densitas x percepatan gravitasi

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :

Q = 0,0008 $m^3$/s

eff = 40,00%

H = 5,3321 m

ρ = 1022,88 kg/$m^3$

g = 9,8067 m/$s^2$

γ = 10031,0 kg/$m^2$.$s^2$

Sehingga didapatkan :

BHP = 108,0 Watt

= 0,14488 hp

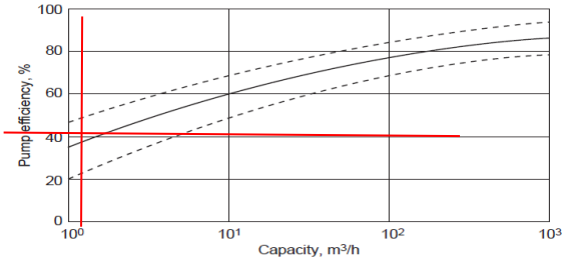



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 0{,}18 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose* ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 0,5 hp

# RINGKASAN POMPA UTILITAS 3 (PU-03)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki klorinasi menuju ke tangki sanitasi (T-07)
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

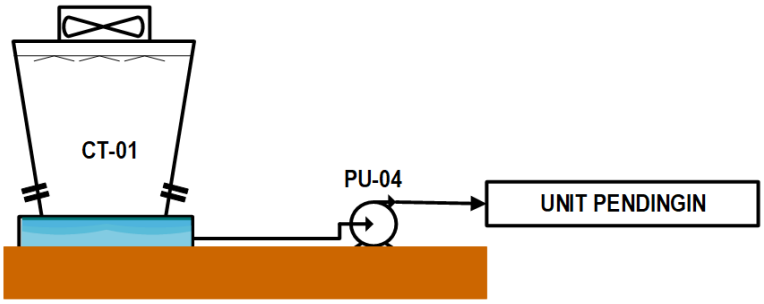
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,0381 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,0483 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,0409 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0013 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 62,335 | m |
| Total head | = | 5,3321 | m |
| BHP | = | 0,14488 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 0,5 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 0,31305 | |
| $NPSH_A$ | = | 29,2659 | |

**POMPA UTILITAS**
**(PU-04)**

Fungsi : Mengalirkan air daro cooling tower menuju unit pendingin
Jenis : Centrifugal pump, single stage




## A. Komposisi Umpan

| Komp | Input | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | **kg/j** | BM | **kmol/j** | **%wt** | **x** |
| $H_2O$ | 169690,7 | 18 | 9427,26217 | 100% | **1,00** |
| **Total** | **169690,7** | | **9427,26** | **100%** | **1,00** |

## B. Sifat Fisis Air

Kondisi penyimpanan :
T = 303,15 K
P = 1 atm

1. Densitas
   Menghitung densitas :
   Densitas liquid : $\rho_i = AB^{-(1-T/T_c)^n}$
   Keterangan :
   T = Suhu (K)
   Tc = Suhu kritis (K)
   n = Koefisien regresi)
   wi = Fraksi massa komponen

| Komp | A | B | Tc | n |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 3,471,E-01 | 2,740,E-01 | 6,471,E+02 | 2,857,E-01 |
| Komp | kg/jam | wi | ρ (g/ml) | wi/ρi |
| $H_2O$ | 169690,7190 | 1,0000 | 1,0229 | 0,9776 |
| **Total** | **169690,7190** | **1,0000** | | **0,9776** |

   Sehingga didapatkan :
   $\rho_{air}$ = 1,0229 g/ml
   = 63,8561 $lb/ft^3$
   = 1022,8753 $kg/m^3$

2. Viskositas

$$\log \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Keterangan :
$\mu_l$ = Viskositas liquid (cp)
A,B,C = Konstanta viskositas
T = Suhu (K)

| Komp | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| H2O(l) | -1,022,E+01 | 1,793,E+03 | 1,773,E-02 | -1,263,E-05 |
| Komp | Fraksi massa | μ (Cp) | μ (kg/m.s) | μ (lb/ft.jam) |
| H2O(l) | 1,0000 | 8,150,E-01 | 8,150,E-04 | 1,972,E+00 |
| **Total** | 1,0000 | **0,8150** | **0,0008** | **1,9716** |

3. Kecapatan Massa Cairan

$$\text{Laju volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa } \frac{kg}{jam}}{\text{densitas } \frac{kg}{m^3}}$$

$$= \frac{169690,7}{1022,8753}$$

= 165,896 $m^3$/jam
= 0,046 $m^3$/s
= 165895,808 L/jam
= 5858,610 $ft^3$/jam
= 730,423 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction
Tinggi suction head = 1,0 m
Tekanan permukaan cairan suction head = 1,0 atm = 101325 Pa

Titik 2 discharge
Tinggi discharge head = 3,6 m
Tekanan permukaan cairan discharge = 1,0 atm = 101325 Pa

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0,45} (\rho_H)^{0,13}$$

Keterangan :
Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3$/s)
$\rho_H$ = Densitas cairan (lb/$ft^3$)

Data-data yang diperlukan :
$Q_H$ = 1,6274 $ft^3$/s
$\rho_H$ = 63,8561 lb/$ft^3$
Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :
Di = 8,34 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 10,00 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 10,75 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 10,02 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 50 | $in^2$ |
| | = | 0,03226 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

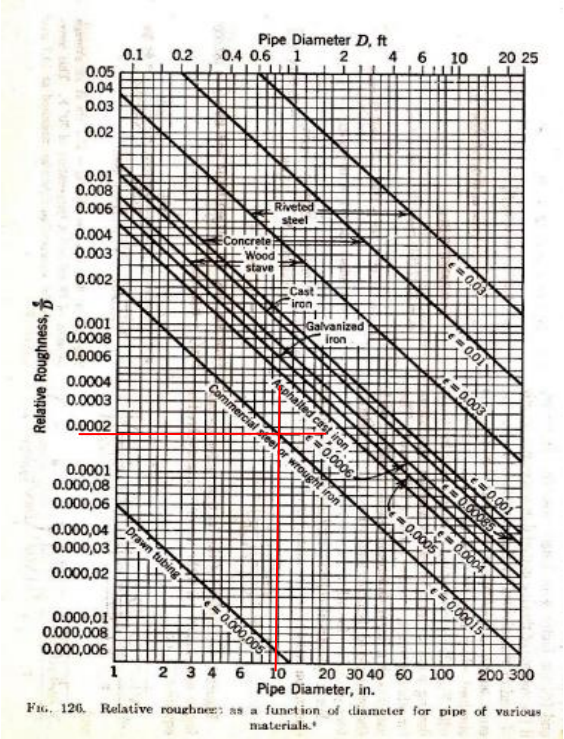



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

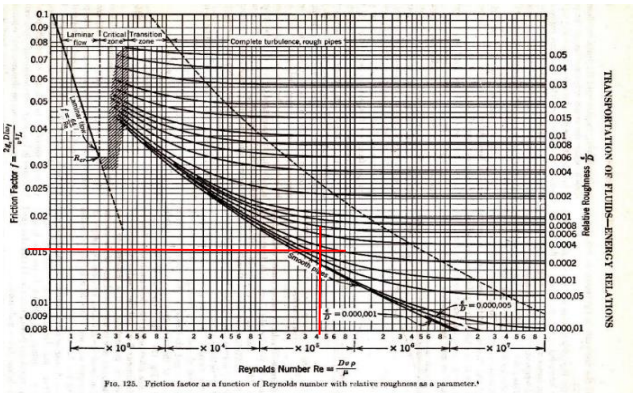



FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 1,43 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 456291,88

ε/D = 0,00019

f = 0,015

## F. Panjang Ekivalen Pipa

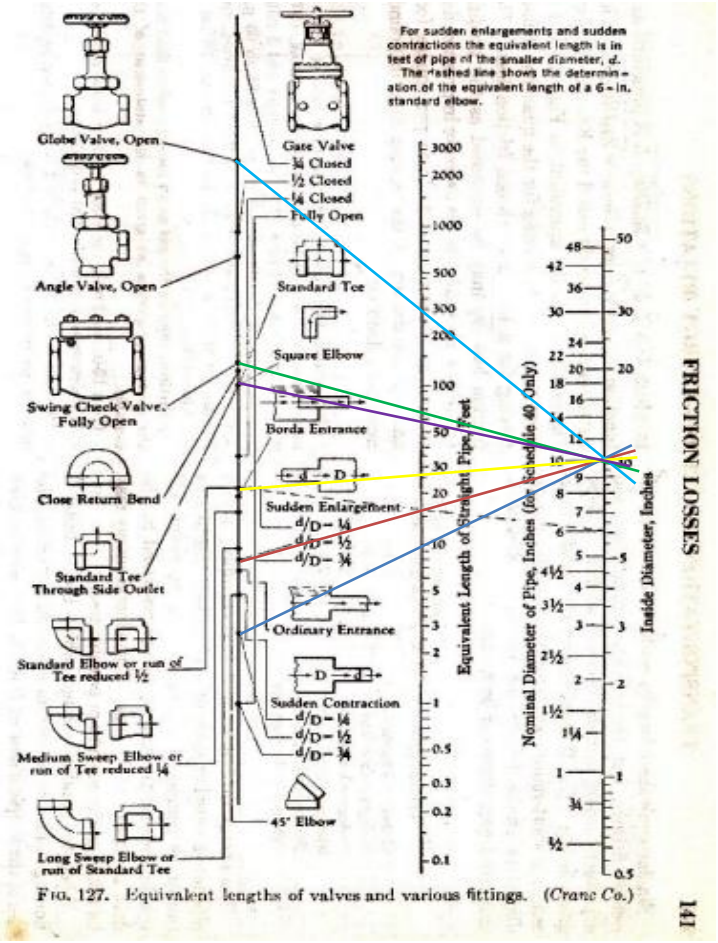



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 16,00 | 16 | 4,8768 |
| Sudden Constraction | 1 | 9,00 | 9 | 2,7432 |
| Check Valve | 1 | 65,0 | 65 | 19,812 |
| Globe Valve | 1 | 290,0 | 290 | 88,392 |
| Elbow | 4 | 25,00 | 100 | 30,48 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 20,31 |
| Total Panjang | | | | 166,615 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 2{,}600 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 1{,}022 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 3,622 m
= 11,885 ft

## H. Jenis Pompa

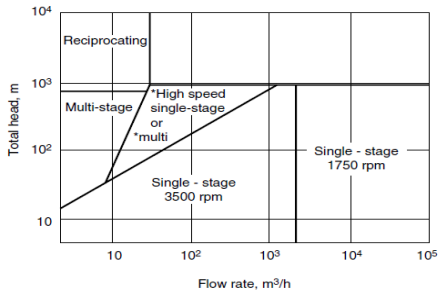



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 165,896 $m^3$/jam
H = 3,622 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 730,42 gpm
H = 11,885 ft
Sehingga :
Ns = 14778,0 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Axial-Flow Field*

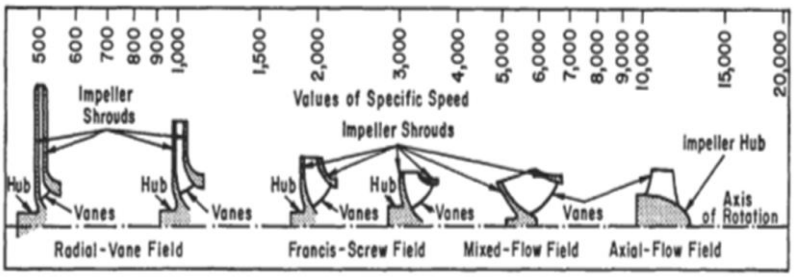



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available
   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :
P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 30,00 T (K) = 303,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 9427,2622 | 1,0000 | 31,8649 | 0,0419 |
| **Total** | **9427,2622** | **1,0000** | | **0,0419** |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)
Diketahui :
f = 0,015
L = 166,615 m
ID = 0,25451 m
$\rho$ = 1022,88 kg/m$^3$
V = 1,4285 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 81993,01 N/m$^2$
= 0,8092 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 101325 N/m$^2$
H = 1,0000 m
$\rho$ = 1022,8753 kg/m$^3$
$P_v$ = 4248,304 N/m$^2$
$P_f$ = 81993,01 N/m$^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 15,746

2. NPSH Required

Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,

N = Kecepatan putaran (rpm)

Q = Kecepatan volume cairan ($m^3$/menit)

Diketahui :

N = 3500 rpm

Q = 2,7649 $m^3$/menit

Sehingga didapatkan :

$NPSH_R$ = 4,63837

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

## K. Brake Horse Power (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :

Q = Debit aliran ($m^3$/s)

eff = effisiensi pompa

H = Head pompa (m)

γ = Densitas x percepatan gravitasi

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :

Q = 0,0461 $m^3$/s

eff = 78,00%

H = 3,6224 m

ρ = 1022,88 kg/$m^3$

g = 9,8067 m/$s^2$

γ = 10031,0 kg/$m^2$.$s^2$

Sehingga didapatkan :

BHP = 2146,8 Watt

= 2,8789 hp

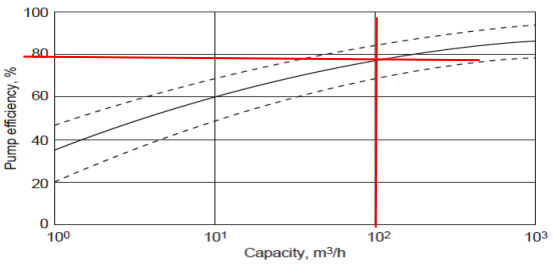



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 3{,}60 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 5 hp

# RINGKASAN POMPA UTILITAS 4 (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan air daro cooling tower menuju unit pendingin
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

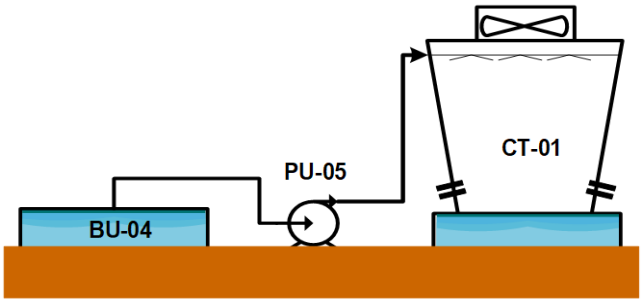
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,2540 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,2731 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,2545 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0323 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 166,615 | m |
| Total head | = | 3,6224 | m |
| BHP | = | 2,87886 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 5 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 4,63837 | |
| $NPSH_A$ | = | 15,7464 | |

**POMPA UTILITAS**
**(PU-05)**

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju cooling tower
Jenis : Centrifugal pump, single stage




## A. Komposisi Umpan

| Komp | Input | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | **kg/j** | BM | **kmol/j** | **%wt** | **x** |
| $H_2O$ | 174885,8 | 18 | 9715,8765 | 100% | **1,00** |
| **Total** | **174885,8** | | **9715,88** | **100%** | **1,00** |

## B. Sifat Fisis Air

Kondisi penyimpanan :
T = 303,15 K
P = 1 atm

1. Densitas
   Menghitung densitas :
   Densitas liquid : $\rho_i = AB^{-(1-T/T_c)^n}$
   Keterangan :
   T = Suhu (K)
   Tc = Suhu kritis (K)
   n = Koefisien regresi)
   wi = Fraksi massa komponen

| Komp | A | B | Tc | n |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 3,471,E-01 | 2,740,E-01 | 6,471,E+02 | 2,857,E-01 |
| Komp | kg/jam | wi | ρ (g/ml) | wi/ρi |
| $H_2O$ | 174885,7770 | 1,0000 | 1,0229 | 0,9776 |
| **Total** | **174885,7770** | **1,0000** | | **0,9776** |

   Sehingga didapatkan :
   $\rho_{air}$ = 1,0229 g/ml
   = 63,8561 $lb/ft^3$
   = 1022,8753 $kg/m^3$

2. Viskositas

$$\log \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Keterangan :
$\mu_l$ = Viskositas liquid (cp)
A,B,C = Konstanta viskositas
T = Suhu (K)

| Komp | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| H2O(l) | -1,022,E+01 | 1,793,E+03 | 1,773,E-02 | -1,263,E-05 |
| Komp | Fraksi massa | μ (Cp) | μ (kg/m.s) | μ (lb/ft.jam) |
| H2O(l) | 1,0000 | 8,150,E-01 | 8,150,E-04 | 1,972,E+00 |
| **Total** | 1,0000 | **0,8150** | **0,0008** | **1,9716** |

3. Kecapatan Massa Cairan

$$\text{Laju volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}\ \text{kg/jam}}{\text{densitas}\ \text{kg/m}^3}$$

$$= \frac{174885,8}{1022,8753}$$

= 170,975 $m^3$/jam
= 0,047 $m^3$/s
= 170974,685 L/jam
= 6037,971 $ft^3$/jam
= 752,784 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction
Tinggi suction head = 1,0 m
Tekanan permukaan cairan suction head = 1,0 atm = 101325 Pa

Titik 2 discharge
Tinggi discharge head = 14,2 m
Tekanan permukaan cairan discharge = 1,0 atm = 101325 Pa

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0,45} (\rho_H)^{0,13}$$

Keterangan :
Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3$/s)
$\rho_H$ = Densitas cairan (lb/$ft^3$)

Data-data yang diperlukan :
$Q_H$ = 1,6772 $ft^3$/s
$\rho_H$ = 63,8561 lb/$ft^3$
Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :
Di = 8,45 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 10,00 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 10,75 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 10,02 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 50 | $in^2$ |
| | = | 0,03226 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

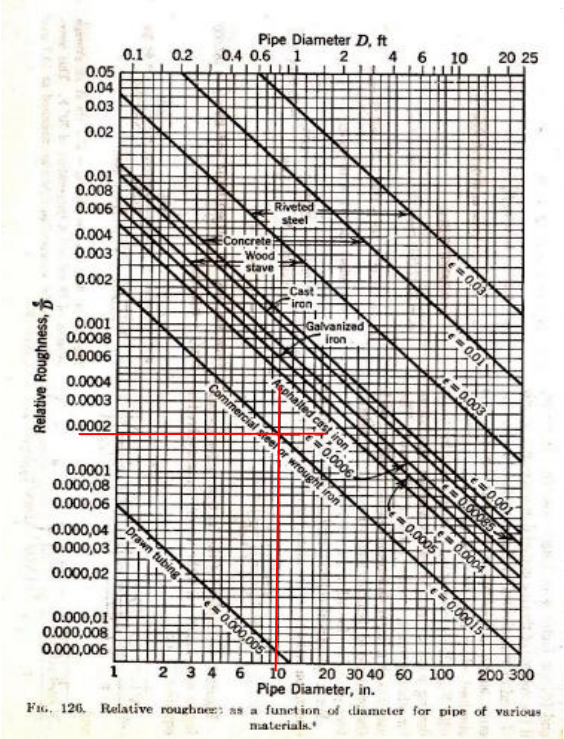



Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

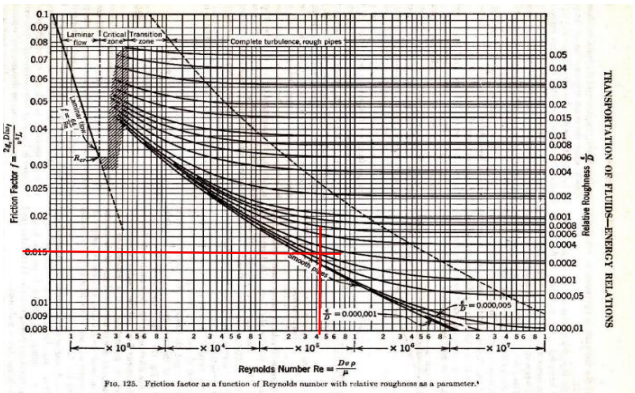



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 1,47 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 470261,20

ε/D = 0,00019

f = 0,015

## F. Panjang Ekivalen Pipa

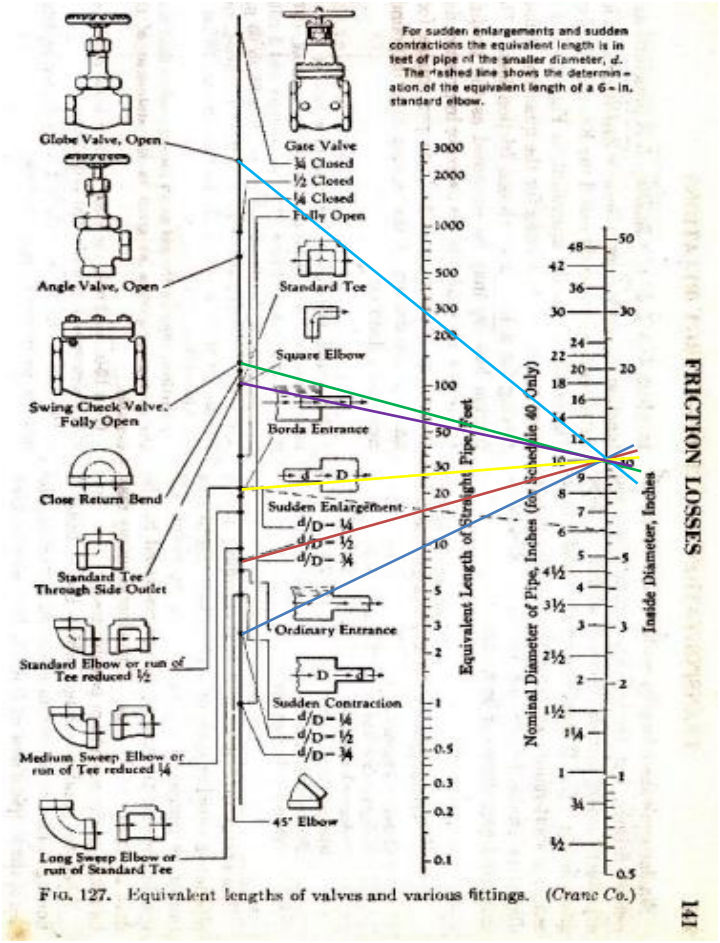



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 16,00 | 16 | 4,8768 |
| Sudden Constraction | 1 | 9,00 | 9 | 2,7432 |
| Check Valve | 1 | 65,0 | 65 | 19,812 |
| Globe Valve | 1 | 290,0 | 290 | 88,392 |
| Elbow | 5 | 25,00 | 125 | 38,1 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 42,04 |
| Total Panjang | | | | 195,961 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 13{,}216 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 1{,}277 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 14,493 m
= 47,549 ft

## H. Jenis Pompa

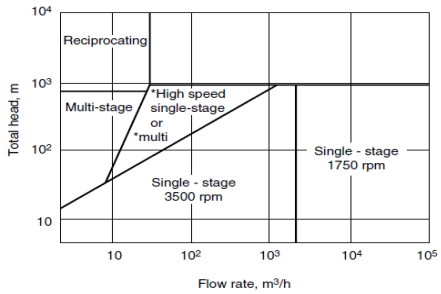



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 170,975 $m^3$/jam
H = 14,493 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 752,78 gpm
H = 47,549 ft
Sehingga :
Ns = 5303,3 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Mixed-Flow Field*

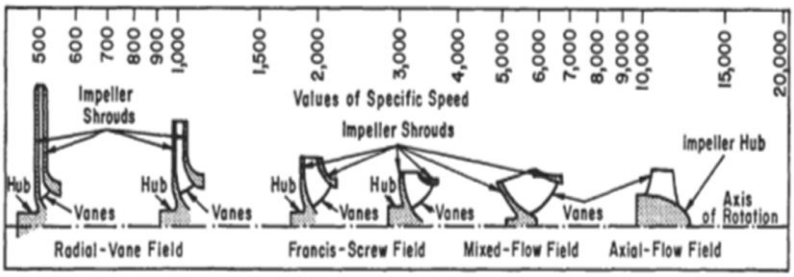



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available
   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :
P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 30,00 T (K) = 303,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 9715,8765 | 1,0000 | 31,8649 | 0,0419 |
| **Total** | **9715,8765** | **1,0000** | | **0,0419** |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)
Diketahui :
f = 0,015
L = 195,961 m
ID = 0,25451 m
$\rho$ = 1022,88 kg/m$^3$
V = 1,4723 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 102429,20 N/m$^2$
= 1,0109 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 101325 N/m$^2$
H = 1,0000 m
$\rho$ = 1022,8753 kg/m$^3$
$P_v$ = 4248,304 N/m$^2$
$P_f$ = 102429,20 N/m$^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 15,767

2. NPSH Required

Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,

N = Kecepatan putaran (rpm)

Q = Kecepatan volume cairan ($m^3$/menit)

Diketahui :

N = 3500 rpm

Q = 2,8496 $m^3$/menit

Sehingga didapatkan :

$NPSH_R$ = 4,73256

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

## K. Brake Horse Power (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :

Q = Debit aliran ($m^3$/s)

eff = effisiensi pompa

H = Head pompa (m)

γ = Densitas x percepatan gravitasi

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :

Q = 0,0475 $m^3$/s

eff = 78,00%

H = 14,4930 m

ρ = 1022,88 kg/$m^3$

g = 9,8067 m/$s^2$

γ = 10031,0 kg/$m^2$.$s^2$

Sehingga didapatkan :

BHP = 8852,0 Watt

= 11,8706 hp

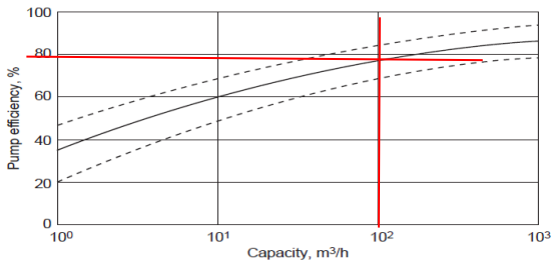



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 14{,}84 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 15 hp

# RINGKASAN POMPA UTILITAS 5 (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan air dari bak air pendingin menuju cooling tower
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

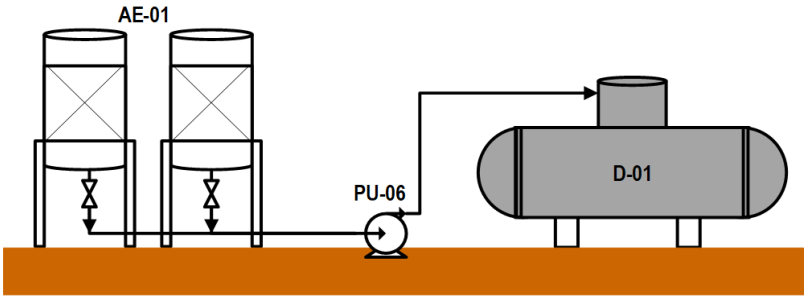
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,2540 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,2731 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,2545 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0323 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 195,961 | m |
| Total head | = | 14,4930 | m |
| BHP | = | 11,8706 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 15 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 4,73256 | |
| $NPSH_A$ | = | 15,7672 | |

**POMPA UTILITAS**
**(PU-06)**

Fungsi : Mengalirkan air dari ion exchanger menuju deaerator
Jenis : Centrifugal pump, single stage




## A. Komposisi Umpan

| Komp | Input | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | **kg/j** | BM | **kmol/j** | **%wt** | **x** |
| $H_2O$ | 3784,4 | 18 | 210,245466 | 100% | **1,00** |
| **Total** | **3784,4** | | **210,25** | **100%** | **1,00** |

## B. Sifat Fisis Air

Kondisi penyimpanan :
T = 303,15 K
P = 1 atm

1. Densitas
   Menghitung densitas :
   Densitas liquid : $\rho_i = AB^{-(1-T/T_c)^n}$
   Keterangan :
   T = Suhu (K)
   Tc = Suhu kritis (K)
   n = Koefisien regresi)
   wi = Fraksi massa komponen

| Komp | A | B | Tc | n |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 3,471,E-01 | 2,740,E-01 | 6,471,E+02 | 2,857,E-01 |
| Komp | kg/jam | wi | ρ (g/ml) | wi/ρi |
| $H_2O$ | 3784,4184 | 1,0000 | 1,0229 | 0,9776 |
| **Total** | **3784,4184** | **1,0000** | | **0,9776** |

   Sehingga didapatkan :
   $\rho_{air}$ = 1,0229 g/ml
   = 63,8561 $lb/ft^3$
   = 1022,8753 $kg/m^3$

2. Viskositas

$$\log \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Keterangan :
$\mu_l$ = Viskositas liquid (cp)
A,B,C = Konstanta viskositas
T = Suhu (K)

| Komp | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| H2O(l) | -1,022,E+01 | 1,793,E+03 | 1,773,E-02 | -1,263,E-05 |
| Komp | Fraksi massa | μ (Cp) | μ (kg/m.s) | μ (lb/ft.jam) |
| H2O(l) | 1,0000 | 8,150,E-01 | 8,150,E-04 | 1,972,E+00 |
| **Total** | 1,0000 | **0,8150** | **0,0008** | **1,9716** |

3. Kecapatan Massa Cairan

$$\text{Laju volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}\ \text{kg/jam}}{\text{densitas}\ \text{kg/m}^3}$$

$$= \frac{3784,4}{1022,8753}$$

= 3,700 $m^3$/jam
= 0,001 $m^3$/s
= 3699,785 L/jam
= 130,658 $ft^3$/jam
= 16,290 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction
Tinggi suction head = 1,0 m
Tekanan permukaan cairan suction head = 1,0 atm = 101325 Pa

Titik 2 discharge
Tinggi discharge head = 3,7 m
Tekanan permukaan cairan discharge = 1,0 atm = 101325 Pa

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3,9\ (Q_H)^{0,45} (\rho_H)^{0,13}$$

Keterangan :
Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3$/s)
$\rho_H$ = Densitas cairan (lb/$ft^3$)

Data-data yang diperlukan :
$Q_H$ = 0,0363 $ft^3$/s
$\rho_H$ = 63,8561 lb/$ft^3$
Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :
Di = 1,51 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 1,50 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 1,9 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 1,61 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 2,04 | $in^2$ |
| | = | 0,00132 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

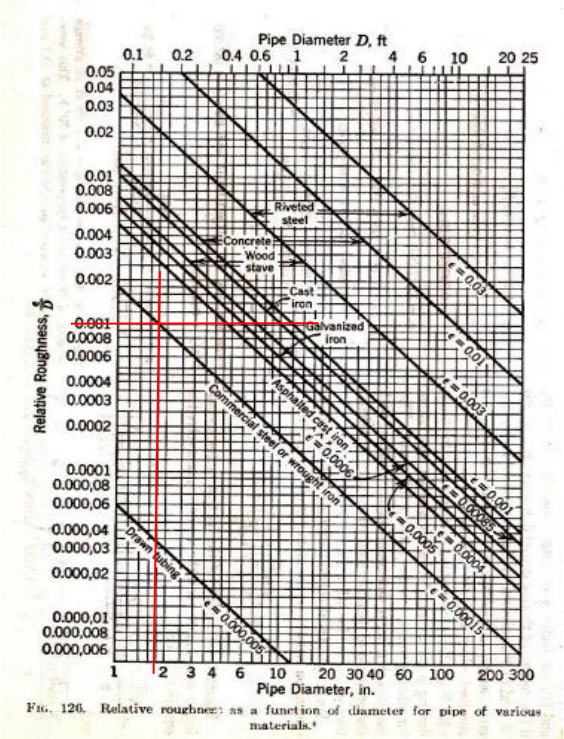



Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

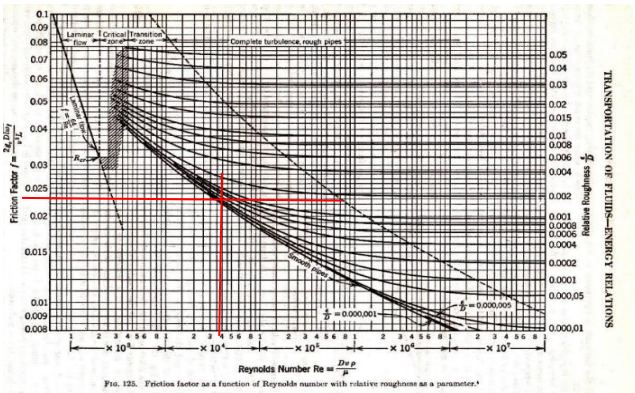



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 0,78 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 40075,76

ε/D = 0,0009

f = 0,026

## F. Panjang Ekivalen Pipa

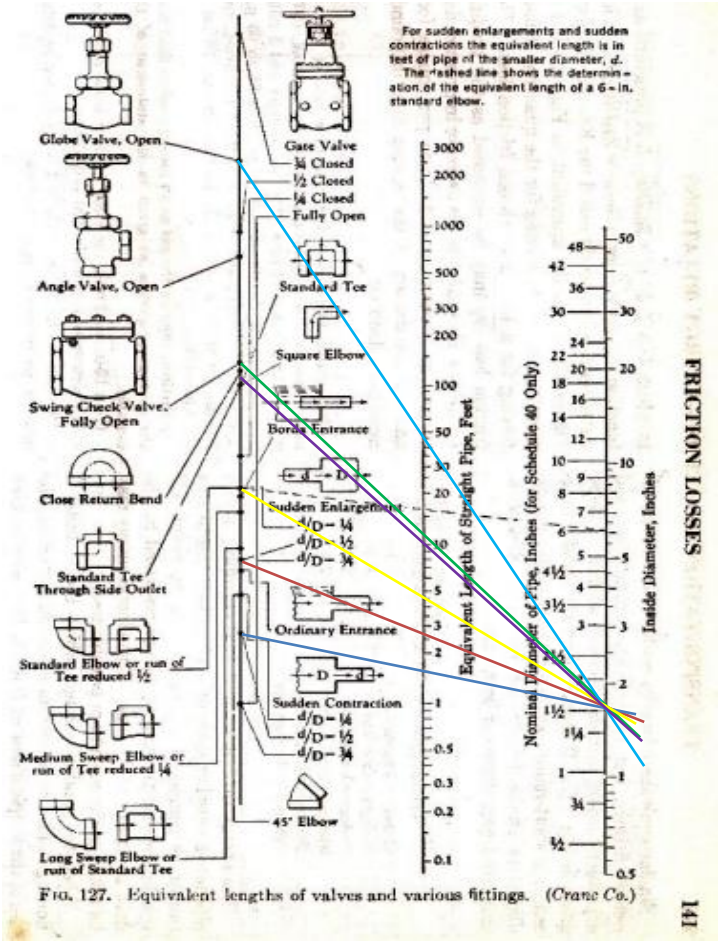



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 2,50 | 2,5 | 0,762 |
| Sudden Constraction | 1 | 1,70 | 1,7 | 0,51816 |
| Check Valve | 1 | 11,0 | 11 | 3,3528 |
| Globe Valve | 1 | 49,0 | 49 | 14,9352 |
| Elbow | 3 | 4,00 | 12 | 3,6576 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 13,73 |
| Total Panjang | | | | 36,9525 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 2{,}727 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 0{,}731 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 3,458 m
= 11,344 ft

## H. Jenis Pompa

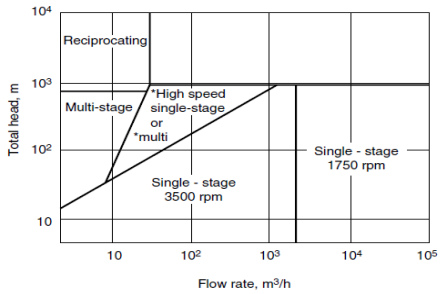



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 3,700 $m^3$/jam
H = 3,458 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 16,29 gpm
H = 11,344 ft
Sehingga :
Ns = 2285,3 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Francis-Screw Field*

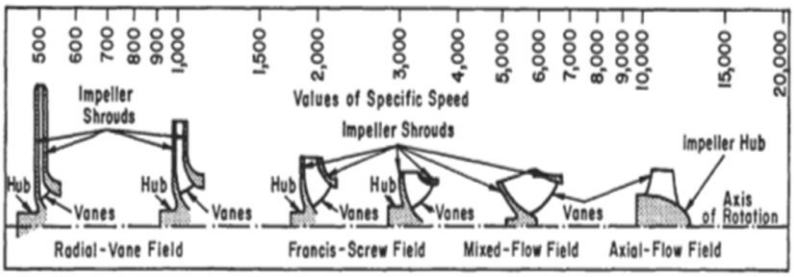



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available
   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :
P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 30,00 T (K) = 303,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 210,2455 | 1,0000 | 31,8649 | 0,0419 |
| **Total** | **210,2455** | **1,0000** | | **0,0419** |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)
Diketahui :
f = 0,026
L = 36,9525 m
ID = 0,04089 m
$\rho$ = 1022,88 kg/m$^3$
V = 0,7809 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 58612,66 N/m$^2$
= 0,5785 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 101325 N/m$^2$
H = 1,6475 m
$\rho$ = 1022,8753 kg/m$^3$
$P_v$ = 4248,304 N/m$^2$
$P_f$ = 58612,66 N/m$^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 59,251

2. NPSH Required
   Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,
N = Kecepatan putaran (rpm)
Q = Kecepatan volume cairan ($m^3$/menit)
Diketahui :
N = 3500 rpm
Q = 0,0617 $m^3$/menit
Sehingga didapatkan :
$NPSH_R$ = 0,3675

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

## K. Brake Horse Power (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :
Q = Debit aliran ($m^3$/s)
eff = effisiensi pompa
H = Head pompa (m)
γ = Densitas x percepatan gravitasi
Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :
Q = 0,0010 $m^3$/s
eff = 40,00%
H = 3,4576 m
ρ = 1022,88 $kg/m^3$
g = 9,8067 $m/s^2$
γ = 10031,0 $kg/m^2.s^2$
Sehingga didapatkan :
BHP = 89,1 Watt
= 0,1195 hp

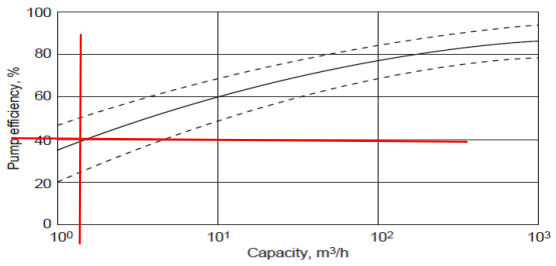



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 0{,}15 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose* ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 0,5 hp

## RINGKASAN POMPA UTILITAS 6 (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan air dari ion exchanger menuju deaerator
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

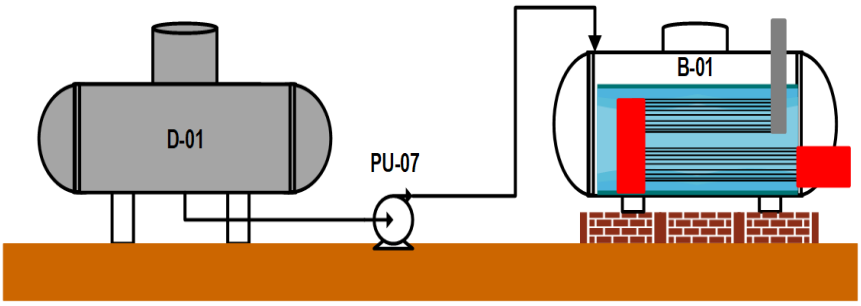
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,0381 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,0483 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,0409 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0013 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 36,9525 | m |
| Total head | = | 3,4576 | m |
| BHP | = | 0,1195 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 0,5 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 0,3675 | |
| $NPSH_A$ | = | 59,2513 | |

**POMPA UTILITAS**
**(PU-07)**

Fungsi : Mengalirkan air dari deaerator menuju boiler
Jenis : Centrifugal pump, single stage




## A. Komposisi Umpan

| Komp | Input | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | **kg/j** | BM | **kmol/j** | **%wt** | **x** |
| $H_2O$ | 41216,8 | 18 | 2289,82476 | 100% | **1,00** |
| **Total** | **41216,8** | | **2289,82** | **100%** | **1,00** |

## B. Sifat Fisis Air

Kondisi penyimpanan :
T = 412,56 K
P = 3,50 atm

1. Densitas
   Menghitung densitas :
   Densitas liquid : $\rho_i = AB^{-(1-T/T_c)^n}$
   Keterangan :
   T = Suhu (K)
   Tc = Suhu kritis (K)
   n = Koefisien regresi)
   wi = Fraksi massa komponen

| Komp | A | B | Tc | n |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 3,471,E-01 | 2,740,E-01 | 6,471,E+02 | 2,857,E-01 |
| Komp | kg/jam | wi | ρ (g/ml) | wi/ρi |
| $H_2O$ | 41216,8456 | 1,0000 | 0,9145 | 1,0935 |
| **Total** | **41216,8456** | **1,0000** | | **1,0935** |

   Sehingga didapatkan :
   $\rho_{air}$ = 0,9145 g/ml
   = 57,0914 $lb/ft^3$
   = 914,5152 $kg/m^3$

2. Viskositas

$$\log \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Keterangan :
$\mu_l$ = Viskositas liquid (cp)
A,B,C = Konstanta viskositas
T = Suhu (K)

| Komp | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| H2O(l) | -1,022,E+01 | 1,793,E+03 | 1,773,E-02 | -1,263,E-05 |
| Komp | Fraksi massa | μ (Cp) | μ (kg/m.s) | μ (lb/ft.jam) |
| H2O(l) | 1,0000 | 1,967,E-01 | 1,967,E-04 | 4,759,E-01 |
| **Total** | 1,0000 | **0,1967** | **0,0002** | **0,4759** |

3. Kecapatan Massa Cairan

$$\text{Laju volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}\ \text{kg/jam}}{\text{densitas}\ \text{kg/m}^3}$$

$$= \frac{41216,8}{914,5152}$$

= 45,070 $m^3$/jam
= 0,013 $m^3$/s
= 45069,610 L/jam
= 1591,633 $ft^3$/jam
= 198,437 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction
Tinggi suction head = 1,0 m
Tekanan permukaan cairan suction head = 3,5 atm = 354638 Pa

Titik 2 discharge
Tinggi discharge head = 10,0 m
Tekanan permukaan cairan discharge = 6,1 atm = 616823 Pa

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3,9\ (Q_H)^{0,45} (\rho_H)^{0,13}$$

Keterangan :
Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3$/s)
$\rho_H$ = Densitas cairan (lb/$ft^3$)

Data-data yang diperlukan :
$Q_H$ = 0,4421 $ft^3$/s
$\rho_H$ = 57,0914 lb/$ft^3$
Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :
Di = 4,57 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 6,00 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 6,625 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 6,065 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 28,9 | $in^2$ |
| | = | 0,01865 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

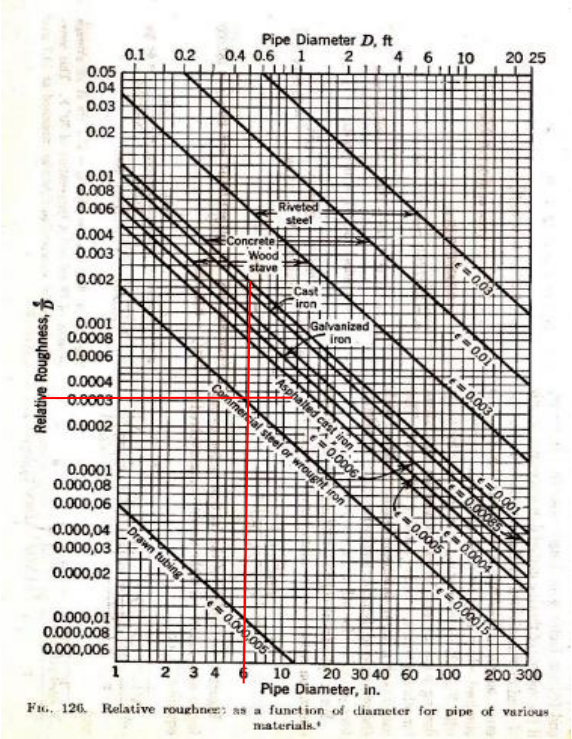



Fig. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[1]

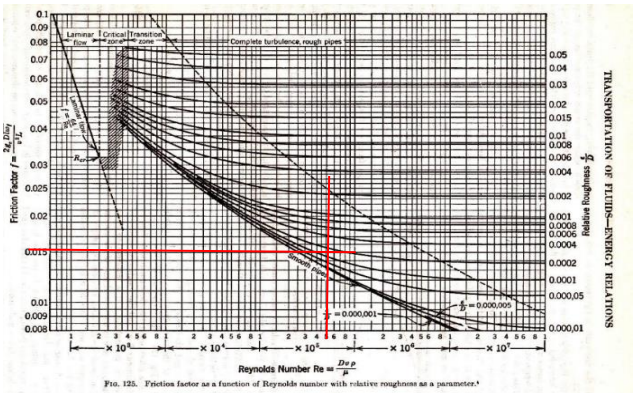



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[1]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 0,67 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 480878,36

ε/D = 0,0003

f = 0,015

## F. Panjang Ekivalen Pipa

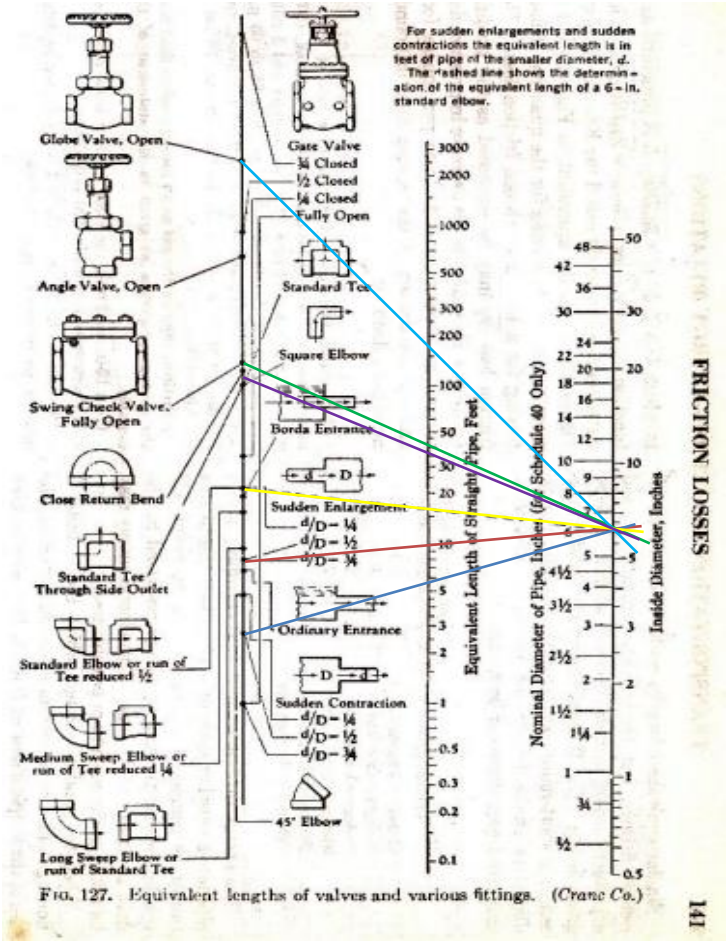



FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 10,00 | 10 | 3,048 |
| Sudden Constraction | 1 | 5,50 | 5,5 | 1,6764 |
| Check Valve | 1 | 40,0 | 40 | 12,192 |
| Globe Valve | 1 | 160,0 | 160 | 48,768 |
| Elbow | 4 | 16,00 | 64 | 19,5072 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 21,04 |
| Total Panjang | | | | 106,232 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 29{,}254 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 9{,}040 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 0{,}238 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 38,533 m
= 126,420 ft

## H. Jenis Pompa

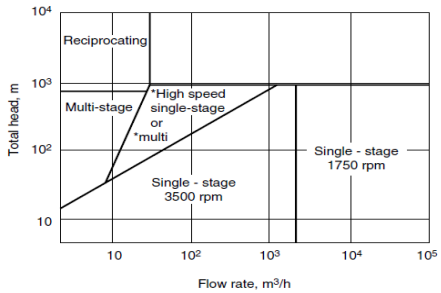



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 45,070 $m^3$/jam
H = 38,533 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 198,44 gpm
H = 126,420 ft
Sehingga :
Ns = 1307,7 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Radial-Vane Field*

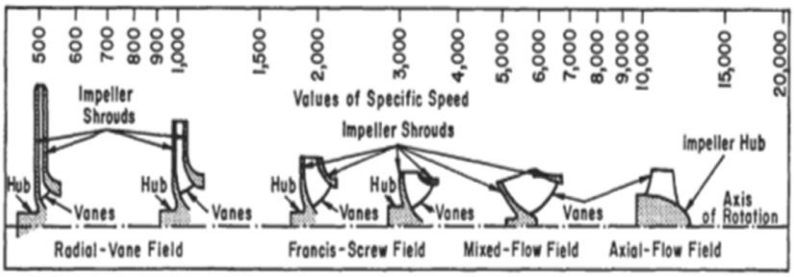



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available
   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :
P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 30,00 T (K) = 303,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 2289,8248 | 1,0000 | 31,8649 | 0,0419 |
| **Total** | **2289,8248** | **1,0000** | | **0,0419** |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)
Diketahui :
f = 0,015
L = 106,232 m
ID = 0,15405 m
$\rho$ = 914,52 kg/m$^3$
V = 0,6715 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 17059,37 N/m$^2$
= 0,1684 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 354637,5 N/m$^2$
H = 0,7870 m
$\rho$ = 914,5152 kg/m$^3$
$P_v$ = 4248,304 N/m$^2$
$P_f$ = 17059,37 N/m$^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 38,527

2. NPSH Required

Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,

N = Kecepatan putaran (rpm)

Q = Kecepatan volume cairan ($m^3$/menit)

Diketahui :

N = 3500 rpm

Q = 0,7512 $m^3$/menit

Sehingga didapatkan :

$NPSH_R$ = 1,94565

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

## K. Brake Horse Power (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :

Q = Debit aliran ($m^3$/s)

eff = effisiensi pompa

H = Head pompa (m)

γ = Densitas x percepatan gravitasi

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :

Q = 0,0125 $m^3$/s

eff = 50,00%

H = 38,5327 m

ρ = 914,52 $kg/m^3$

g = 9,8067 $m/s^2$

γ = 8968,4 $kg/m^2.s^2$

Sehingga didapatkan :

BHP = 8652,8 Watt

= 11,6035 hp

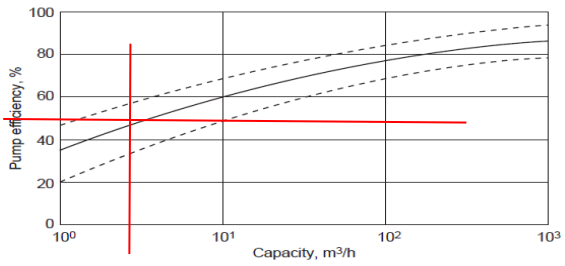



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 14{,}50 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 15 hp

# RINGKASAN POMPA UTILITAS 7 (PU-07)

Fungsi : Mengalirkan air dari deaerator menuju boiler
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

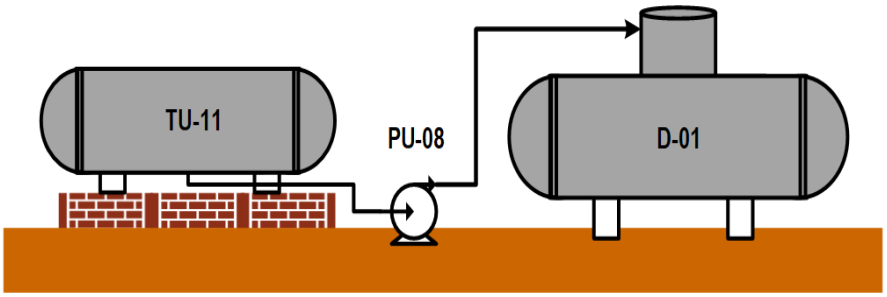
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,1524 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,1683 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,1541 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0186 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 106,232 | m |
| Total head | = | 38,5327 | m |
| BHP | = | 11,6035 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 15 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 1,94565 | |
| $NPSH_A$ | = | 38,5275 | |

**POMPA UTILITAS**
**(PU-08)**

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki kondensat menuju deaerator
Jenis : Centrifugal pump, single stage




## A. Komposisi Umpan

| Komp | Input | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | **kg/j** | BM | **kmol/j** | **%wt** | **x** |
| $H_2O$ | 37432,4 | 18 | 2079,57929 | 100% | **1,00** |
| **Total** | **37432,4** | | **2079,58** | **100%** | **1,00** |

## B. Sifat Fisis Air

Kondisi penyimpanan :
T = 398,15 K
P = 3,50 atm

1. Densitas
   Menghitung densitas :
   Densitas liquid : $\rho_i = AB^{-(1-T/T_c)^n}$
   Keterangan :
   T = Suhu (K)
   Tc = Suhu kritis (K)
   n = Koefisien regresi)
   wi = Fraksi massa komponen

| Komp | A | B | Tc | n |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 3,471,E-01 | 2,740,E-01 | 6,471,E+02 | 2,857,E-01 |
| Komp | kg/jam | wi | ρ (g/ml) | wi/ρi |
| $H_2O$ | 37432,4272 | 1,0000 | 0,9299 | 1,0754 |
| **Total** | **37432,4272** | **1,0000** | | **1,0754** |

   Sehingga didapatkan :
   $\rho_{air}$ = 0,9299 g/ml
   = 58,0496 $lb/ft^3$
   = 929,8655 $kg/m^3$

2. Viskositas

$$\log \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Keterangan :
$\mu_l$ = Viskositas liquid (cp)
A,B,C = Konstanta viskositas
T = Suhu (K)

| Komp | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$(l) | -1,022,E+01 | 1,793,E+03 | 1,773,E-02 | -1,263,E-05 |
| Komp | Fraksi massa | μ (Cp) | μ (kg/m.s) | μ (lb/ft.jam) |
| $H_2O$(l) | 1,0000 | 2,204,E-01 | 2,204,E-04 | 5,331,E-01 |
| **Total** | 1,0000 | **0,2204** | **0,0002** | **0,5331** |

3. Kecapatan Massa Cairan

Laju volumetrik = $\frac{\text{Laju alir massa}}{\text{densitas}}$ $\frac{\text{kg/jam}}{\text{kg/m}^3}$

$= \frac{37432,4}{929,8655}$

= 40,256 $m^3$/jam
= 0,011 $m^3$/s
= 40255,743 L/jam
= 1421,632 $ft^3$/jam
= 177,242 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi suction head | = 1,0 | m | | | |
| Tekanan permukaan cairan suction head | = 3,5 | atm | = | 354638 | Pa |

Titik 2 discharge

| | | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| Tinggi discharge head | = 3,7 | m | | | |
| Tekanan permukaan cairan discharge | = 3,5 | atm | = | 354638 | Pa |

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45} (\rho_H)^{0{,}13}$$

Keterangan :
Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3$/s)
$\rho_H$ = Densitas cairan (lb/$ft^3$)

Data-data yang diperlukan :
$Q_H$ = 0,3949 $ft^3$/s
$\rho_H$ = 58,0496 lb/$ft^3$
Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :
Di = 4,35 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 6,00 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 6,625 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 6,065 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 28,9 | $in^2$ |
| | = | 0,01865 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

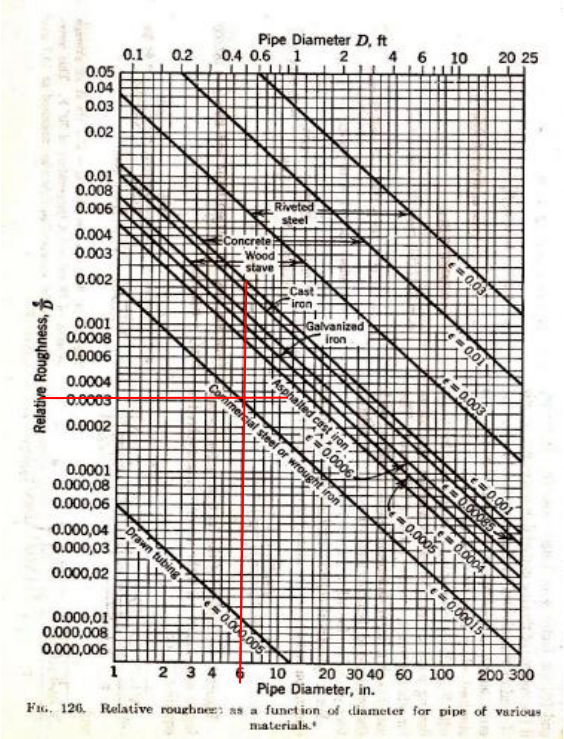



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

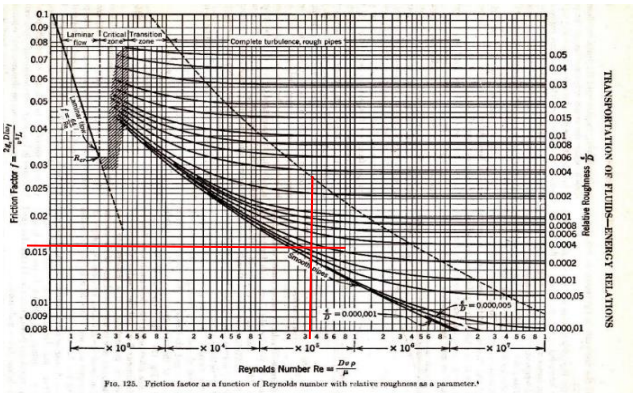



FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 0,60 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 389835,72

ε/D = 0,0003

f = 0,0152

## F. Panjang Ekivalen Pipa

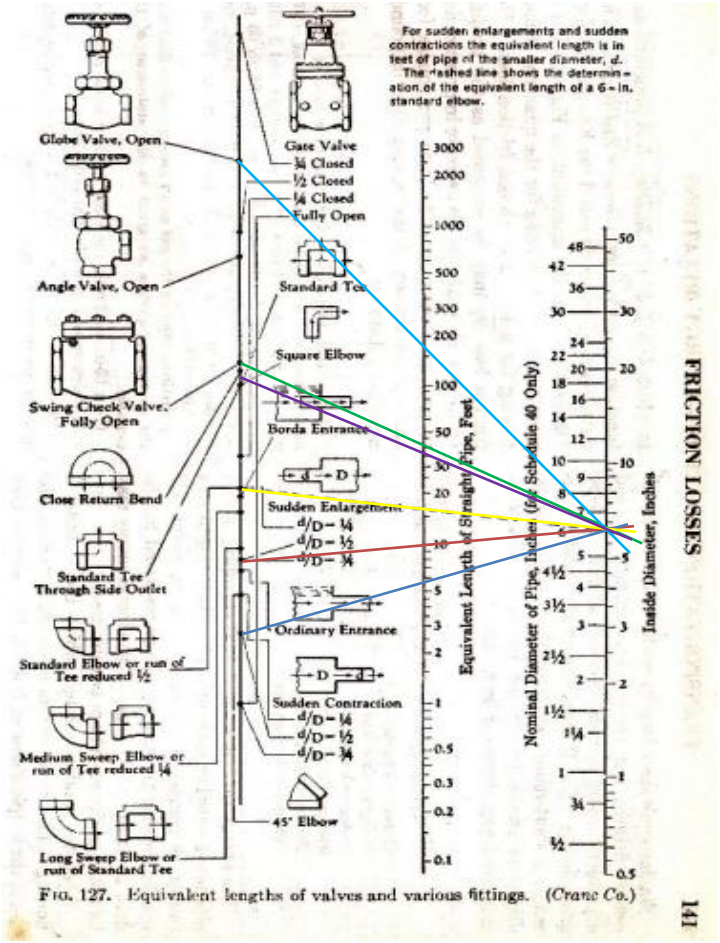



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 10,00 | 10 | 3,048 |
| Sudden Constraction | 1 | 5,50 | 5,5 | 1,6764 |
| Check Valve | 1 | 40,0 | 40 | 12,192 |
| Globe Valve | 1 | 160,0 | 160 | 48,768 |
| Elbow | 4 | 16,00 | 64 | 19,5072 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 14,72 |
| Total Panjang | | | | 99,912 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 2{,}720 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 0{,}181 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 2,901 m
= 9,519 ft

## H. Jenis Pompa

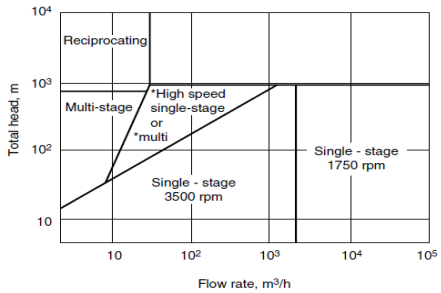



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 40,256 $m^3$/jam
H = 2,901 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 177,24 gpm
H = 9,519 ft
Sehingga :
Ns = 8598,4 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Axial-Flow Field*

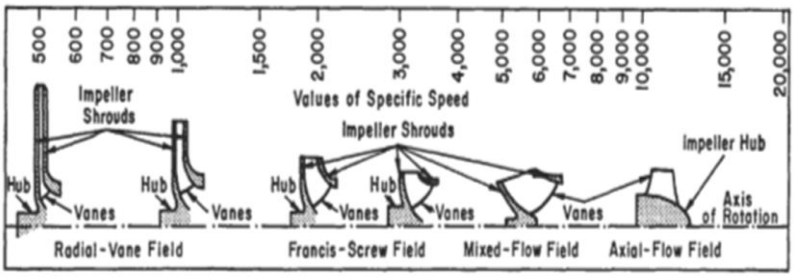



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available
   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :
P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 30,00 T (K) = 303,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 2079,5793 | 1,0000 | 31,8649 | 0,0419 |
| **Total** | **2079,5793** | **1,0000** | | **0,0419** |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)
Diketahui :
f = 0,0152
L = 99,912 m
ID = 0,15405 m
$\rho$ = 929,87 kg/m$^3$
V = 0,5997 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 13188,50 N/m$^2$
= 0,1302 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 354637,5 N/m$^2$
H = 0,4492 m
$\rho$ = 929,8655 kg/m$^3$
$P_v$ = 4248,304 N/m$^2$
$P_f$ = 13188,50 N/m$^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 38,308

2. NPSH Required

Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,

N = Kecepatan putaran (rpm)

Q = Kecepatan volume cairan ($m^3$/menit)

Diketahui :

N = 3500 rpm

Q = 0,6709 $m^3$/menit

Sehingga didapatkan :

$NPSH_R$ = 1,80452

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

## K. Brake Horse Power (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :

Q = Debit aliran ($m^3$/s)

eff = effisiensi pompa

H = Head pompa (m)

γ = Densitas x percepatan gravitasi

Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :

Q = 0,0112 $m^3$/s

eff = 50,00%

H = 2,9013 m

ρ = 929,87 kg/$m^3$

g = 9,8067 m/$s^2$

γ = 9118,9 kg/$m^2$.$s^2$

Sehingga didapatkan :

BHP = 591,7 Watt

= 0,7935 hp

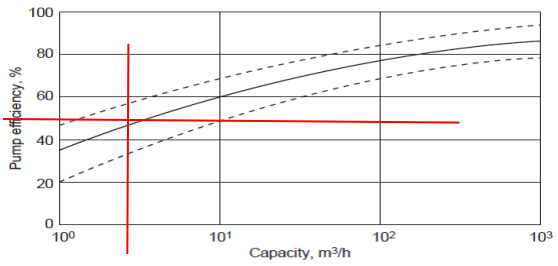



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 0{,}99 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ , 1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 1 hp

# RINGKASAN POMPA UTILITAS 8 (PU-08)

Fungsi : Mengalirkan air dari tangki kondensat menuju deaerator
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

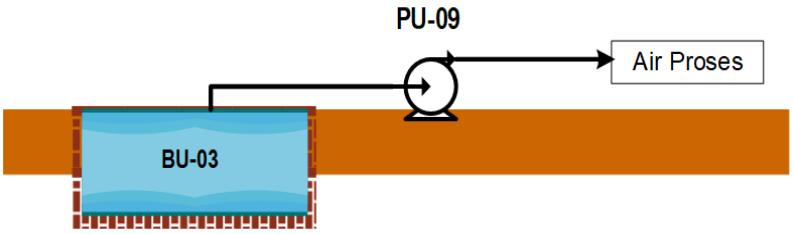
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,1524 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,1683 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,1541 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0186 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 99,912 | m |
| Total head | = | 2,9013 | m |
| BHP | = | 0,79347 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 1 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 1,80452 | |
| $NPSH_A$ | = | 38,3083 | |

**POMPA UTILITAS**
**(PU-09)**

Fungsi : Memompa air dari BU-03 menuju RDVF-01 dan RDVF-02
Jenis : Centrifugal pump, single stage




## A. Komposisi Umpan

| Komp | Input | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | **kg/j** | BM | **kmol/j** | **%wt** | **x** |
| $H_2O$ | 27541,5 | 18 | 1530,0857 | 100% | **1,00** |
| **Total** | **27541,5** | | **1530,09** | **100%** | **1,00** |

## B. Sifat Fisis Air

Kondisi penyimpanan :
T = 303,15 K
P = 1,00 atm

1. Densitas
   Menghitung densitas :
   Densitas liquid : $\rho_i = AB^{-(1-T/T_c)^n}$
   Keterangan :
   T = Suhu (K)
   Tc = Suhu kritis (K)
   n = Koefisien regresi)
   wi = Fraksi massa komponen

| Komp | A | B | Tc | n |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 3,471,E-01 | 2,740,E-01 | 6,471,E+02 | 2,857,E-01 |
| Komp | kg/jam | wi | ρ (g/ml) | wi/ρi |
| $H_2O$ | 27541,5427 | 1,0000 | 1,0229 | 0,9776 |
| **Total** | **27541,5427** | **1,0000** | | **0,9776** |

   Sehingga didapatkan :
   $\rho_{air}$ = 1,0229 g/ml
   = 63,8561 $lb/ft^3$
   = 1022,8753 $kg/m^3$

2. Viskositas

$$\log \mu_{liq} = A + \frac{B}{T} + CT + DT^2$$

Keterangan :
$\mu_l$ = Viskositas liquid (cp)
A,B,C = Konstanta viskositas
T = Suhu (K)

| Komp | A | B | C | D |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$(l) | -1,022,E+01 | 1,793,E+03 | 1,773,E-02 | -1,263,E-05 |
| Komp | Fraksi massa | μ (Cp) | μ (kg/m.s) | μ (lb/ft.jam) |
| $H_2O$(l) | 1,0000 | 8,150,E-01 | 8,150,E-04 | 1,972,E+00 |
| **Total** | 1,0000 | **0,8150** | **0,0008** | **1,9716** |

3. Kecapatan Massa Cairan

$$\text{Laju volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa}\ \text{kg/jam}}{\text{densitas}\ \text{kg/m}^3}$$

$$= \frac{27541,5}{1022,8753}$$

= 26,926 $m^3$/jam
= 0,007 $m^3$/s
= 26925,612 L/jam
= 950,878 $ft^3$/jam
= 118,551 gpm

## C. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1 suction
Tinggi suction head = 1,0 m
Tekanan permukaan cairan suction head = 1,0 atm = 101325 Pa

Titik 2 discharge
Tinggi discharge head = 2,8 m
Tekanan permukaan cairan discharge = 1,0 atm = 101325 Pa

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0,45} (\rho_H)^{0,13}$$

Keterangan :
Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3$/s)
$\rho_H$ = Densitas cairan (lb/$ft^3$)

Data-data yang diperlukan :
$Q_H$ = 0,2641 $ft^3$/s
$\rho_H$ = 63,8561 lb/$ft^3$
Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :
Di = 3,68 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 4,00 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 4,5 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 4,026 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 12,7 | $in^2$ |
| | = | 0,00819 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

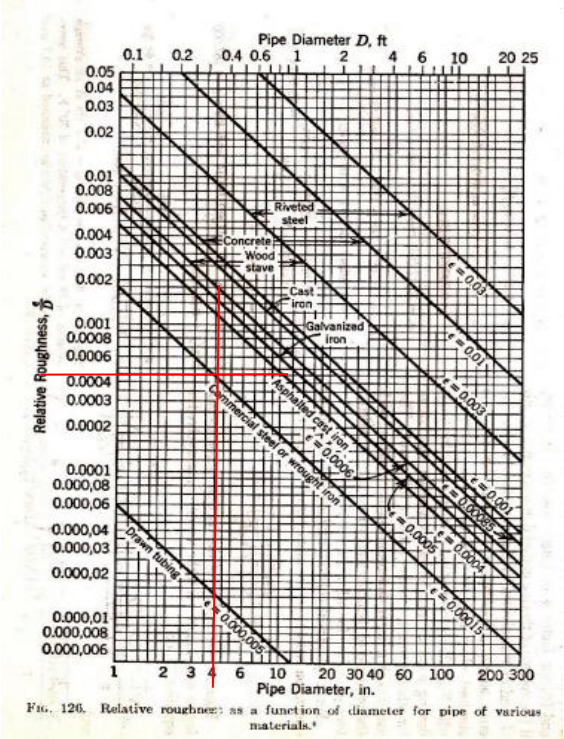



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.[4]

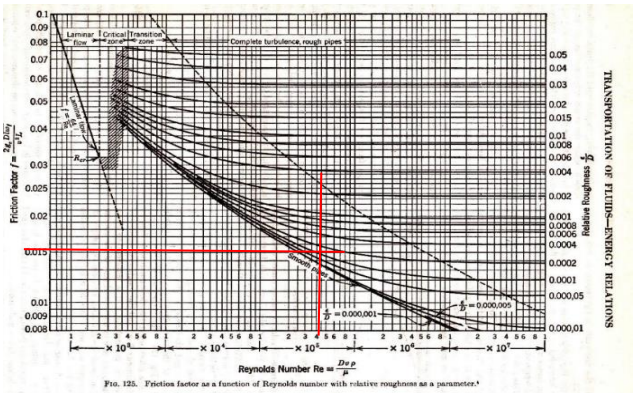



FIG. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[4]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 0,91 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 117150,80

ε/D = 0,00042

f = 0,015

## F. Panjang Ekivalen Pipa

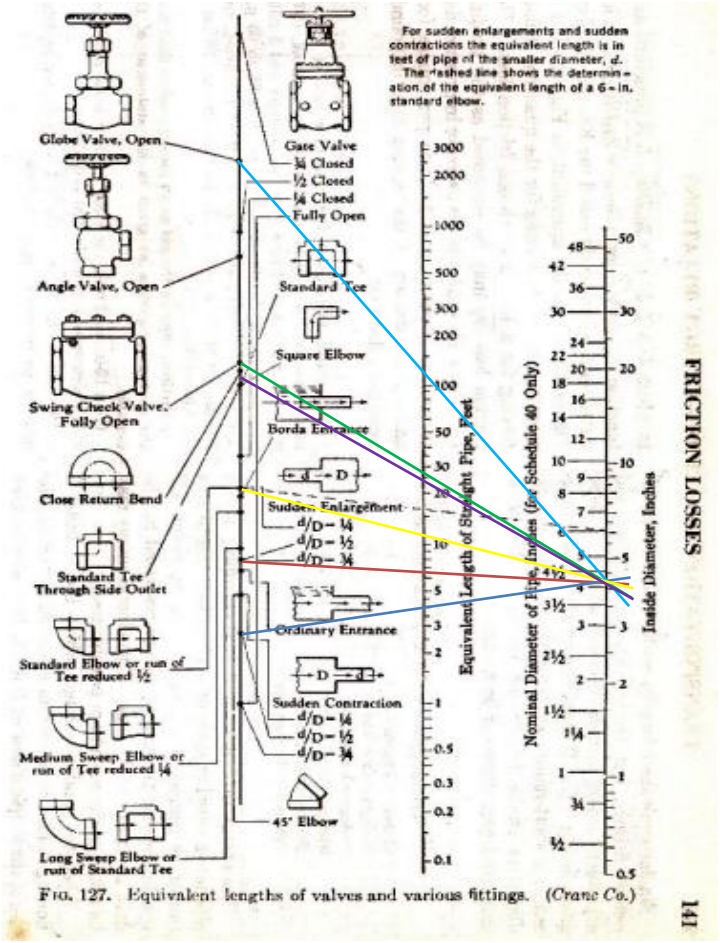



FIG. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

141

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 6,50 | 6,5 | 1,9812 |
| Sudden Constraction | 1 | 3,40 | 3,4 | 1,03632 |
| Check Valve | 1 | 27,0 | 27 | 8,2296 |
| Globe Valve | 1 | 130,0 | 130 | 39,624 |
| Elbow | 6 | 12,00 | 72 | 21,9456 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 177,66 |
| Total Panjang | | | | 250,474 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 1{,}829 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 1{,}562 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 3,391 m
= 11,125 ft

## H. Jenis Pompa

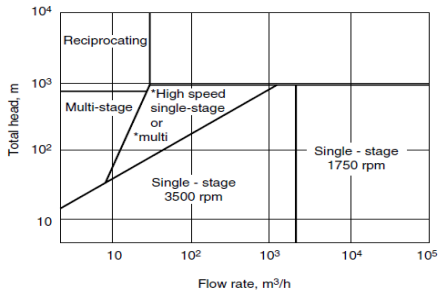



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 26,926 $m^3$/jam
H = 3,391 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 118,55 gpm
H = 11,125 ft
Sehingga :
Ns = 6256,2 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Mixed-Flow Field*

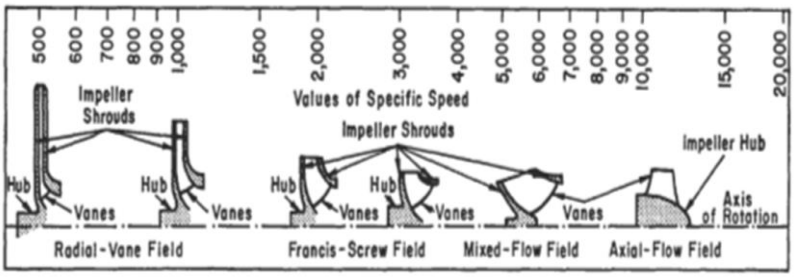



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

## J. Net Positive Suction Head

1. NPSH Available
   Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :
P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)

$\rho$ = Densitas pada suhu hisap pompa (kg/m$^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction (N/m$^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction (N/m$^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :
Dari buku "Chemical Properties Handbook", Yaws (1999), untuk menghitung tekanan uap pada suction menggunakan persamaan:

$$\log_{10} P = A + \frac{B}{T} + C\log_{10} T + DT + ET^2$$

| Komp | A | B | C | D | E |
|---|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 29,8605 | -3,2,E+03 | -7,3,E+00 | 2,4,E-09 | 1,8,E-06 |

T (°C) = 30,00 T (K) = 303,15

| Komp | kmol | xi | P° (mmhg) | Pv (atm) |
|---|---|---|---|---|
| $H_2O$ | 1530,0857 | 1,0000 | 31,8649 | 0,0419 |
| **Total** | **1530,0857** | **1,0000** | | **0,0419** |

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :
f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
$\rho$ = Densitas cairan (kg/m$^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)
Diketahui :
f = 0,015
L = 250,474 m
ID = 0,10226 m
$\rho$ = 1022,88 kg/m$^3$
V = 0,9128 m/s
Sehingga didapatkan :
$P_f$ = 125259,82 N/m$^2$
= 1,2362 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :
P = 101325 N/m$^2$
H = 0,4492 m
$\rho$ = 1022,8753 kg/m$^3$
$P_v$ = 4248,304 N/m$^2$
$P_f$ = 125259,82 N/m$^2$
Sehingga didapatkan :
$NPSH_A$ = 17,896

2. NPSH Required
   Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,
N = Kecepatan putaran (rpm)
Q = Kecepatan volume cairan ($m^3$/menit)
Diketahui :
N = 3500 rpm
Q = 0,4488 $m^3$/menit
Sehingga didapatkan :
$NPSH_R$ = 1,38013

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

## K. Brake Horse Power (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :
Q = Debit aliran ($m^3$/s)
eff = effisiensi pompa
H = Head pompa (m)
γ = Densitas x percepatan gravitasi
Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :
Q = 0,0075 $m^3$/s
eff = 50,00%
H = 3,3908 m
ρ = 1022,88 $kg/m^3$
g = 9,8067 $m/s^2$
γ = 10031,0 $kg/m^2.s^2$
Sehingga didapatkan :
BHP = 508,8 Watt
= 0,6823 hp

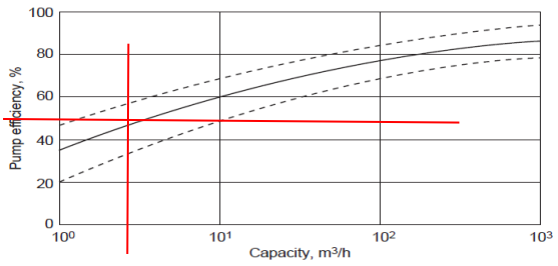



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 0{,}85 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ , 1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 1 hp

# RINGKASAN POMPA UTILITAS 9 (PU-09)

Fungsi : Memompa air dari BU-03 menuju RDVF-01 dan RDVF-02
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

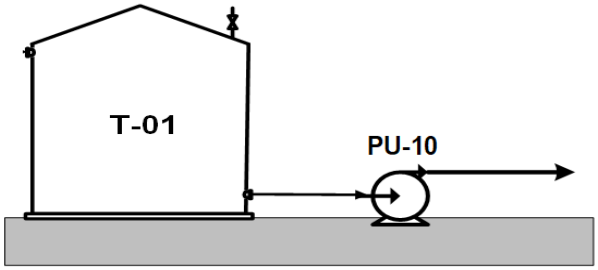
| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,1016 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,1143 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,1023 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0082 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 250,474 | m |
| Total head | = | 3,3908 | m |
| BHP | = | 0,6823 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 1 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 1,38013 | |
| $NPSH_A$ | = | 17,896 | |

**POMPA UTILITAS**
**(PU-10)**

Fungsi : Memompa dowtherm A dari tangki menuju area proses dan kembali lagi ke tangki (TU-12)
Jenis : Centrifugal pump, single stage




**A. Komposisi Umpan**

| Komp | Input | | | | |
|---|---|---|---|---|---|
| | kg/j | BM | kmol/j | %wt | x |
| Dowtherm | 169238,7 | 166 | 1019,51001 | 100% | **1,00** |
| **Total** | **169238,7** | | **1019,51** | **100%** | **1,00** |

**B. Sifat Fisis Dowtherm**

Kondisi penyimpanan :
T = 308,15 K
P = 1,00 atm
Dari jurnal Properties of Dowtherm A fluid diperoleh:
1. Densitas (ρ) = 1011,5 $kg/m^3$ = 63,1477 $lb/ft^3$
2. Viskositas (μ) = 1,25 Cp = 0,00125 kg/m.s = 3,024 lb/ft.jam
3. Kecapatan Massa Cairan

$$\text{Laju volumetrik} = \frac{\text{Laju alir massa } kg/jam}{\text{densitas } kg/m^3}$$

$$= \frac{169238,7}{1011,50}$$

= 167,315 $m^3/jam$
= 0,046 $m^3/s$
= 167314,545 L/jam
= 5908,713 $ft^3/jam$
= 736,669 gpm

**C. Menentukan Titik Pemompaan**

Titik 1 suction
Tinggi suction head = 1,0 m
Tekanan permukaan cairan suction head = 1,0 atm = 101325 Pa

Titik 2 discharge
Tinggi discharge head = 8,3 m
Tekanan permukaan cairan discharge = 1,0 atm = 101325 Pa

## D. Pemilihan Pipa

Dalam buku "Chemical Process Equipment Selection and Design", Walas (1990), untuk memilih ukuran pipa optimum digunakan persamaan berikut :

$$D_i = 3{,}9\ (Q_H)^{0{,}45}(\rho_H)^{0{,}13}$$

Keterangan :

Di = Diameterr dalam pipa (in)
$Q_H$ = Kecepatan volumetrik cairan ($ft^3/s$)
$\rho_H$ = Densitas cairan ($lb/ft^3$)

Data-data yang diperlukan :

$Q_H$ = 1,6413 $ft^3/s$
$\rho_H$ = 63,5686 $lb/ft^3$

Sehingga didapatkan nilai Di sebesar :

Di = 8,36 in

Berdasarkan diameter pipa yang telah dihitung, maka dapat disesuaikan ukuran pipa standar dengan ukuran pipa standar dari Kern, 1965, Process Heat Transfer, hal.844.

Tabel 11 sebagai berikut :

| | | | |
|---|---|---|---|
| *Nominal pipe size,* Nps | = | 10,00 | in |
| *Schedule Number,* Sch | = | 40 | |
| *Outside Diameter,* OD | = | 10,75 | in |
| *Inside Diameter,* ID | = | 10,02 | in |
| *Flow area per pipe, At* | = | 50 | $in^2$ |
| | = | 0,03226 | $m^2$ |

## E. Bahan Konstruksi Pipa

Dipilih bahan konstuksi commercial steel.

Dari Fig. 125 dan Fig. 126 "Unit Operations", Brown (1950) didapatkan :

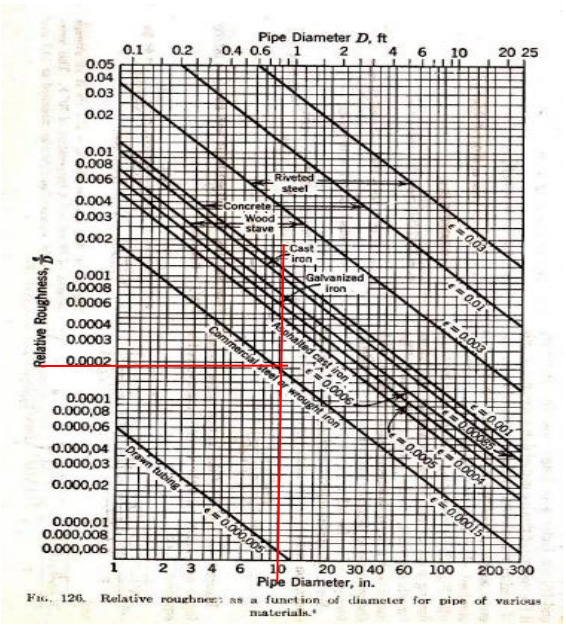



FIG. 126. Relative roughness as a function of diameter for pipe of various materials.*

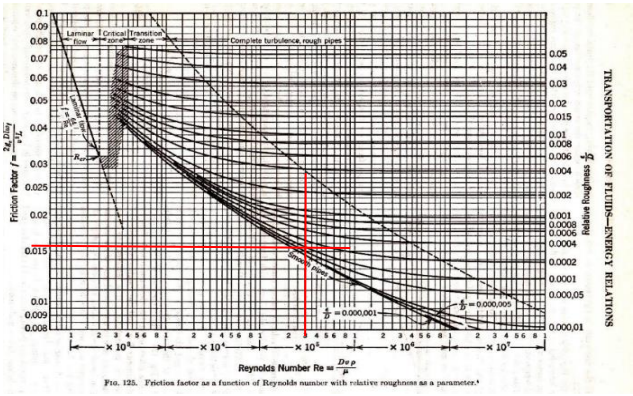



Fig. 125. Friction factor as a function of Reynolds number with relative roughness as a parameter.[1]

Kecepatan linier cairan : $V_1 = \frac{Q}{At}$ = 1,44 m/s

Bilangan reynold : $Re = \frac{\rho v D}{\mu}$ = 296722,31

ε/D = 0,00019

f = 0,0152

## F. Panjang Ekivalen Pipa

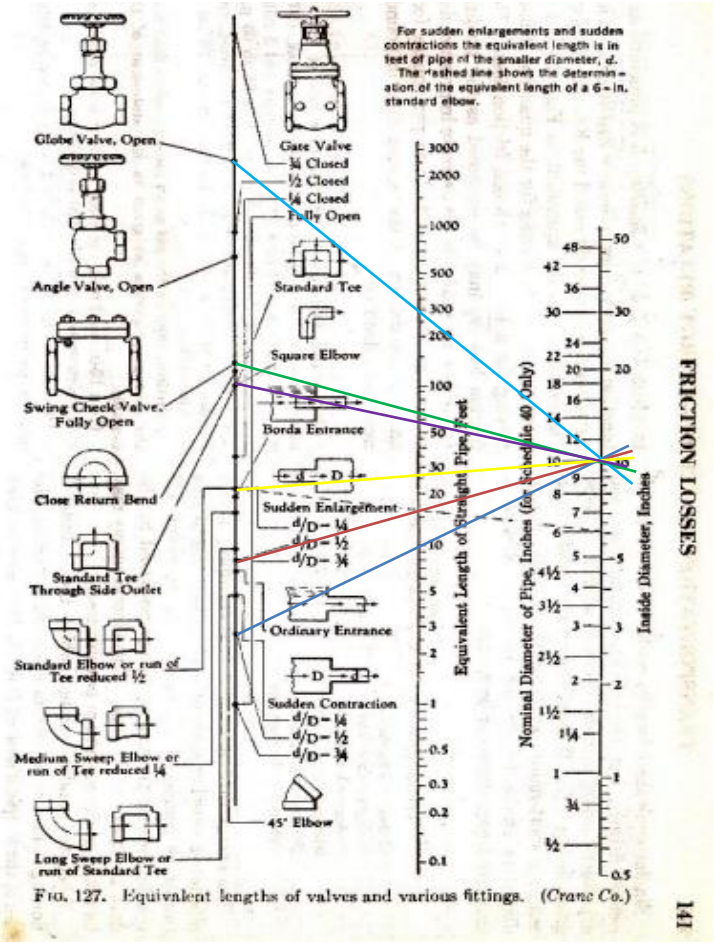



Fig. 127. Equivalent lengths of valves and various fittings. (*Crane Co.*)

Dari Fig.127 "Unit Operations", Brown (1950) hal. 141 didapatkan :

| Equivalent Length | Jumlah | Le (ft) | ΣLe (ft) | ΣLe (m) |
|---|---|---|---|---|
| Sudden Enlargement | 1 | 16,00 | 16 | 4,8768 |
| Sudden Constraction | 1 | 9,00 | 9 | 2,7432 |
| Check Valve | 1 | 65,0 | 65 | 19,812 |
| Globe Valve | 1 | 290,0 | 290 | 88,392 |
| Elbow | 9 | 25,00 | 225 | 68,58 |
| Panjang Pipa Lurus | | | | 193,45 |
| Total Panjang | | | | 377,852 |

## G. Menghitung Head Pompa

Head pompa dihitung menggunakan persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + z_1 + \frac{v_1^2}{2g} + hf + hman = \frac{P_2}{\gamma} + z_2 + \frac{v_2^2}{2g}$$

dimana :

g = Percepatan gravitasi normal, m/s2
hf = Head karena friksi, m
hman = Head pompa, m
P1 = Tekanan pada titik 1 (Suction), Pa
P2 = Tekanan pada titik 2 (Discharge), Pa
v1 = Kecepatan linear pada titik 1, m/s
v2 = Kecepatan linear pada titik 2, m/s
z1 = Elevasi titik 1, m
z2 = Elevasi titik 2, m

1. Pressure Head

$$H_p = \frac{P_2 - P_1}{\rho g} = 0{,}000 \text{ m}$$

2. Velocity Head

$$H_v = \frac{v_2^2 - v_1^2}{2g} = 0{,}000 \text{ m}$$

3. Static Head

$$H_s = z_2 - z_1 = 7{,}315 \text{ m}$$

4. Friction Head

$$H_f = \frac{f v_1^2 (L + L_e)}{2 g I_d} = 2{,}390 \text{ m}$$

5. Total head

H = Hp + Hv + Hs + Hf
= 9,705 m
= 31,841 ft

## H. Jenis Pompa

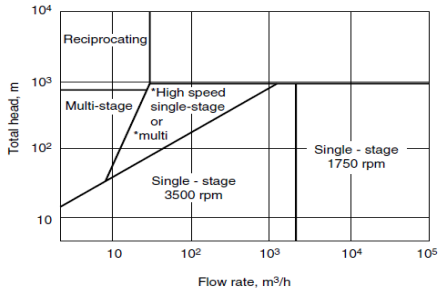



Figure 5.6. Centrifugal pump selection guide. *Single-stage >1750 rpm, multi-stage 1750 rpm

Q = 167,315 m³/jam
H = 9,705 m
Berdasarkan Figure 5.6 "Chemical Engineering Design", Sinnot (1983)
Jenis Pompa = Centrifugal pump, single stage
Putaran Pompa = 3500 rpm

## I. Impeller

Berdasarkan buku "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol 1" Ludwig (1999), hal 194, untuk pipa sentifugal, single suction, tipe impeller ditentukan berdasarkan nilai specific head menggunakan persamaan berikut :

$$N_s = \frac{n.\sqrt{Q}}{H^{0,75}}$$

dimana,
n = Putaran pompa, rpm
Q = Debit, gpm
H = Head pompa, ft
Ns = Specific speed
diketahui :
n = 3500 rpm
Q = 736,67 gpm
H = 31,841 ft
Sehingga :
Ns = 7087,0 rpm
Dari nilai *spesific speed* dipakai jenis pompa sentrifugal dengan
Jenis Impeller = *Mixed-Flow Field*

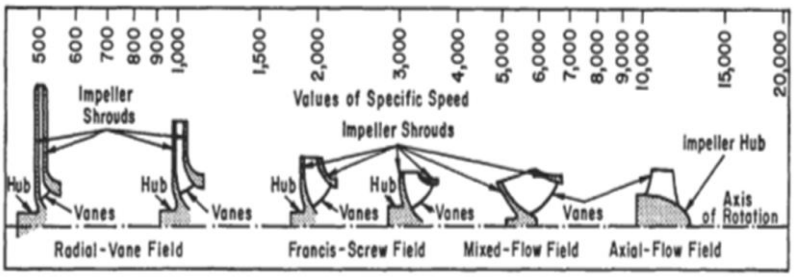



Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

**J. Net Positive Suction Head**

1. NPSH Available

Untuk menghitung besarnya NPSHA digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_A = \frac{P}{\rho} + H - \frac{P_f}{\rho} - \frac{P_v}{\rho}$$ (Coulson, 3ed.)

Dengan :

P = Tekanan wadah umpan ($N/m^2$)
H = Tinggi cairan diatas pusat hisap (m)
ρ = Densitas pada suhu hisap pompa ($kg/m^3$)
$P_v$ = Tekanan uap cairan pada suction ($N/m^2$)
$P_f$ = Kehilangan tekanan pada suction ($N/m^2$)

Menghitung tekanan uap pada suction ($P_v$) :

Tekanan uap dowtherm = 0 atm

Menghitung kehilangan tekanan pada suction ($P_f$) :

$$P_f = 8f\left(\frac{L}{ID}\right)\left(\frac{\rho V^2}{2}\right)$$

Dimana :

f = Friction factor
L = Panjang pipa (m)
ID = Diameter dalam pipa (m)
ρ = Densitas cairan ($kg/m^3$)
V = Kecepatan linear cairan (m/s)

Diketahui :

f = 0,0152
L = 377,852 m
ID = 0,25451 m
ρ = 1018,27 $kg/m^3$
V = 1,4408 m/s

Sehingga didapatkan :

$P_f$ = 190797,52 $N/m^2$
= 1,8830 atm

Data-data yang diperlukan untuk menghiting $NPSH_A$ :

P = 101325 $N/m^2$
H = 0,4492 m
ρ = 1018,2706 $kg/m^3$
$P_v$ = 0,000 $N/m^2$
$P_f$ = 190797,52 $N/m^2$

Sehingga didapatkan :

$NPSH_A$ = 32,582

2. NPSH Required
   Untuk menghitung besarnya NPSHr digunakan persamaan berikut :

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{\frac{4}{5}} . Q^{\frac{2}{3}}$$

dimana,
N = Kecepatan putaran (rpm)
Q = Kecepatan volume cairan ($m^3$/menit)
Diketahui :
N = 3500 rpm
Q = 2,7886 $m^3$/menit
Sehingga didapatkan :
$NPSH_R$ = 4,66478

Syarat NPSHa > NPSHR, maka tidak terjadi kavitasi.

## K. Brake Horse Power (BHP)

Untuk menghitung besarnya BHP digunakan persamaan berikut :

$$BHP = \frac{QH\gamma}{eff}$$

Dimana :
Q = Debit aliran ($m^3$/s)
eff = effisiensi pompa
H = Head pompa (m)
γ = Densitas x percepatan gravitasi
Dari fig. 10.63, “Chemical Engineering Design Principles, Practice, and Economics of Plant and Process Design”, Towler dan Sinnot (2008), diperoleh :
Q = 0,0465 $m^3$/s
eff = 80,00%
H = 9,7052 m
ρ = 1018,27 $kg/m^3$
g = 9,8067 $m/s^2$
γ = 9985,9 $kg/m^2.s^2$
Sehingga didapatkan :
BHP = 5630,3 Watt
= 7,5503 hp

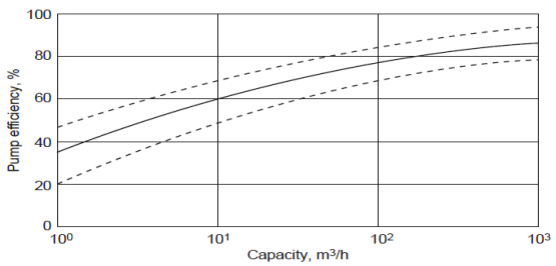



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Dari fig. 14.38 “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, Peters and Timmerhaus (1991) didapatkan effiensi motor sebesar 80%.

$$Daya = \frac{BHP}{efisiensi\ motor} = 9{,}44 \quad \text{hp}$$

*Hoursepower Ratings*[31] *Standard NEMA ratings for induction motors are*

*General Purpose*: ½ , ¾ ,1 , 1 ½ , 2 , 3 , 5 , 7 ½ , 10 , 15 , 20 , 25 , 40 , 50 , 60 , 75, 100 , 125 , 150 , 200 ,250 ,300 ,350 ,400 ,450 , and 500

*Large Motors* : 250 , 300 , 350 , 450 , 500 , 600 , 700 , 800 , 900 , 1000 , 1.250 , 1.500 , 1.750 , 2.000 , 2.250 , 3.000 , 3.500 , 4.000 , 4.500 , 5.000 and up to 30.000

(Walas,hal 289)

Dipilih daya standar = 10 hp

## RINGKASAN POMPA UTILITAS 10 (PU-10)

Fungsi : Memompa dowtherm A dari tangki menuju area proses dan kembali lagi ke tangki (TU-12)
Jenis : Centrifugal pump, single stage

**1. Spesifikasi Pipa**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Nominal pipe size, Nps | = | 0,2540 | m |
| Schedule Number, Sch | = | 40 | |
| Outside Diameter, OD | = | 0,2731 | m |
| Inside Diameter, ID | = | 0,2545 | m |
| Flow area per pipe | = | 0,0323 | $m^2$ |

**2. Mechanical Design**

| | | | |
|---|---|---|---|
| Bahan pipa | = | Commercial Steel | |
| Sambungan pipa | = | Flanged | |
| Tipe impeller | = | Radial-Vane Field | |
| Panjang ekivalen | = | 377,852 | m |
| Total head | = | 9,7052 | m |
| BHP | = | 7,55033 | hp |
| Daya motor penggerak | = | 10 | hp |
| $NPSH_R$ | = | 4,665 | |
| $NPSH_A$ | = | 32,582 | |

# LAMPIRAN
# EKONOMI

# EVALUASI EKONOMI

Dalam perancangan pabrik alumina dari bauksit dan NaOH perlu dilakukan evaluasi dari sisi teknis dan ekonomi. Evaluasi teknis merupakan evaluasi yang ditinjau dari tingkat resiko dan bahayanya pabrik yang didirikan. Dari sisi teknis pabrik alumina termasuk dalam kategori *high risk*, karena bahan baku NaOH yang korosif, proses pada suhu tinggi, penyimpanan produk dan bahan baku yang beresiko tinggi serta kapasitas pabrik yang besar. Evaluasi ekonomi ditinjau dari kelayakan potensial ekonomi dimana hasilnya harus sama dengan evaluasi teknis yaitu mengarah kepada *high risk*. Evaluasi ekonomi dilakukan dengan tahapan sebagai berikut:

1. Penentuan total harga alat (*Purchasing Equipment Cost*)
2. Penaksiran modal tetap industri (*Fixed Capital Investment*)
3. Perkiraan penjualan
4. Perhitungan *manufacturing cost*
5. Penaksiran modal kerja (*Working Capital* Investment) dan total modal (*Capital Investment*)
6. Perhitungan *general expense* dan total biaya produksi
7. Penjualan dan keuntungan
8. Perkiraan pendapatan
9. Analisis kelayakan ekonomi

## 1. Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)

Harga alat pabrik dapat ditentukan berdasarkan harga pada tahun yang lalu dikalikan dengan rasio index alat. Dihitung menggunakan persamaan berikut :

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

(Aries & Newton, 1955)

Dimana : Ex = harga alat pada tahun x
Ey = harga alat pada tahun y
Nx = index harga pada tahun x
Ny = index harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga diperkirakan melalui persamaan :

$$E_b = E_a \left(\frac{cb}{ca}\right)^{0,6}$$

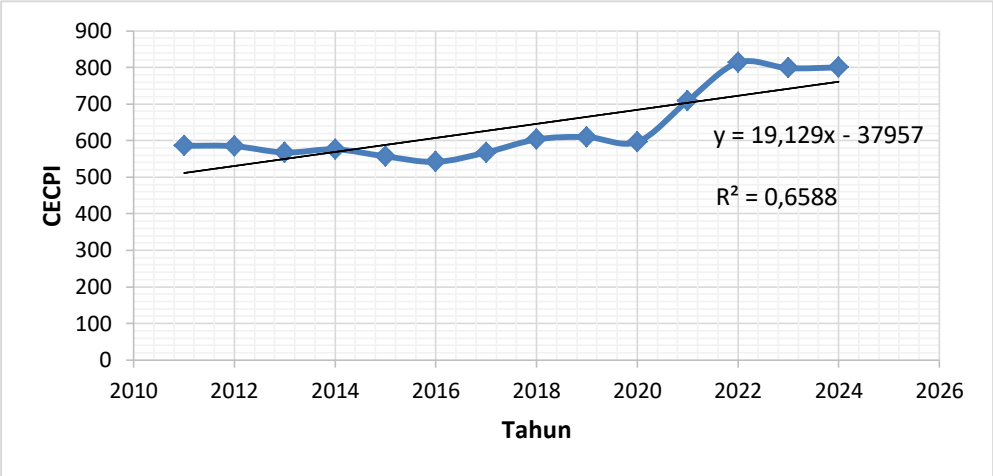
(Aries & Newton, 1955)

Dimana : Ea = harga alat a
Eb = harga alat b
Ca = kapasitas alat a
Cb = kapasitas alat b

Dalam penentuan harga-harga alat pabrik dilakukan beberapa asumsi dasar sebagai berikut :

1. Penentuan harga alat dapat bersumber dari buku dan website yang dapat dihitung dengan bantuan CECPI (*Chemical Engineering Plant Cost Indice)* untuk membandingkan harga alat pada waktu tertentu dan saat ini. Berikut nilai CECPI untuk perhitungan harga alat :
   a. CE index 1954 = 185
   b. CE index 1990 = 350
   c. CE index 2011 = 586
   d. CE index 2012 = 585
   e. CE index 2013 = 567
   f. CE index 2014 = 576
   g. CE index 2015 = 557
   h. CE index 2016 = 542
   i. CE index 2017 = 568
   j. CE index 2018 = 603
   k. CE index 2019 = 610
   l. CE index 2020 = 596
   m. CE index 2021 = 708
   n. CE index 2022 = 813
   o. CE index 2023 = 798
   p. CE index 2024 = 800 (chemengonline.com)

   Dari data di atas dapat dibuat grafik CECPI vs tahun sebagai berikut




Gambar 1. Grafik CEPCI vs tahun

   Dari grafik didapat persamaan y =19,129x - 37957 maka dapat diprediksi untuk CECPI index pada tahun 2025 adalah 779
2. Harga yang diperoleh dalam rupiah dibulatkan ratusan ribu terdekat.
3. Harga yang diperoleh dalam dollar US dibulatkan satuan terdekat.
4. Kurs dollar pada tanggal 18 April 2025, US $1 = Rp 16.863

***Purchasing Equipment Cost* (PEC)**

***Purchasing Equipment Cost* (PEC) Alat Proses**

Semua alat proses dibeli dari luar negeri, biaya pembelian alat proses dapat dilihat pada Tabel 1.

Tabel 1. Harga Alat Proses

| No | Nama Alat | n | Harga sumber tahun 2014 ($) | Harga tahun 2025 ($) | Harga ($) | Literatur |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Reaktor 1 (R-01.1) | 1 | 642.400 | 868.901 | 868.901 | matche.com |
| 2 | Reaktor 2 (R-01.2) | 1 | 642.400 | 868.901 | 868.901 | matche.com |
| 3 | Reaktor 3 (R-02.1) | 1 | 342.800 | 463.667 | 463.667 | matche.com |
| 4 | Reaktor 4 (R-02.2) | 1 | 342.800 | 463.667 | 463.667 | matche.com |
| 5 | Rotary Drum Vakum Filte | 1 | 205.100 | 277.415 | 277.415 | matche.com |
| 6 | Rotary Drum Vakum Filte | 1 | 120.800 | 163.392 | 163.392 | matche.com |
| 7 | Rotary Kiln (RK-01) | 1 | 2.232.800 | 3.020.055 | 3.020.055 | matche.com |
| 8 | Rotary Cooler (RC-01) | 1 | 1.107.500 | 1.497.989 | 1.497.989 | matche.com |
| 9 | Mixer (M-01) | 1 | 197.900 | 267.677 | 267.677 | matche.com |
| 10 | Evaporator (EV-01) | 1 | 4.309.000 | 5.828.295 | 5.828.295 | matche.com |
| 11 | Ball Mill (BM-01) | 1 | 1.167.700 | 1.579.415 | 1.579.415 | matche.com |
| 12 | Screening (S-01) | 1 | 23.100 | 31.245 | 31.245 | matche.com |
| 13 | Heater (H-01) | 1 | 163.900 | 221.689 | 221.689 | matche.com |
| 14 | Silo (SL-01) | 1 | 72.700 | 98.333 | 98.333 | matche.com |
| 15 | Hopper (HO-01) | 1 | 1.200 | 1.623 | 1.623 | matche.com |
| 16 | Hopper (HO-02) | 1 | 14.000 | 18.936 | 18.936 | matche.com |
| 17 | Pressure Reducer Valve (PI | 1 | 1.800 | 2.435 | 2.435 | matche.com |
| 18 | Blower (BL-01) | 1 | 65.900 | 89.135 | 89.135 | matche.com |
| 19 | Belt Conveyor (BC-01) | 1 | 6.800 | 9.198 | 9.198 | matche.com |
| 20 | Belt Conveyor (BC-02) | 1 | 10.300 | 13.932 | 13.932 | matche.com |
| 21 | Belt Conveyor (BC-03) | 1 | 3.300 | 4.464 | 4.464 | matche.com |
| 22 | Screw Conveyor (SC-01) | 2 | 1.500 | 2.029 | 4.058 | matche.com |
| 23 | Screw Conveyor (SC-02) | 3 | 5.500 | 7.439 | 22.318 | matche.com |
| 24 | Screw Conveyor (SC-03) | 4 | 6.000 | 8.116 | 32.462 | matche.com |
| 25 | Screw Conveyor (SC-04) | 9 | 9.800 | 13.255 | 119.298 | matche.com |
| 26 | Bucket Elevator (BE-01) | 1 | 6.700 | 9.062 | 9.062 | matche.com |
| 27 | Bucket Elevator (BE-02) | 1 | 21.900 | 29.622 | 29.622 | matche.com |
| 28 | Bucket Elevator (BE-03) | 1 | 11.800 | 15.961 | 15.961 | matche.com |
| 29 | Bucket Elevator (BE-04) | 1 | 22.400 | 30.298 | 30.298 | matche.com |
| 30 | Pompa (P-1) | 1 | 5.800 | 7.845 | 7.845 | matche.com |
| 31 | Pompa (P-2) | 1 | 13.200 | 17.854 | 17.854 | matche.com |
| 32 | Pompa (P-3) | 1 | 13.200 | 17.854 | 17.854 | matche.com |
| 33 | Pompa (P-4) | 1 | 11.500 | 15.555 | 15.555 | matche.com |
| 34 | Pompa (P-5) | 1 | 11.500 | 15.555 | 15.555 | matche.com |
| 35 | Pompa (P-6) | 1 | 13.200 | 17.854 | 17.854 | matche.com |
| | | | | | 16.145.959 | |

***Purchasing Equipment Cost* (PEC) Alat Utilitas**

Alat utilitas yang dibeli dari luar negeri, biaya pembelian alat utilitas dapat dilihat pada Tabel 2.

Tabel 2. Harga Alat Utilitas dari Luar Negeri

| No | Nama Alat | n | Harga sumber tahun 2014 ($) | Harga tahun 2025 ($) | Harga ($) | Literatur |
|---|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Tangki tawas (T-01) | 1 | 23.900 | 32.327 | 32.327 | matche.com |
| 2 | Tangki kapur (T-02) | 1 | 143.700 | 194.367 | 194.367 | matche.com |
| 3 | Tangki polyelektrolit (T-0 | 1 | 3.600 | 4.869 | 4.869 | matche.com |
| 4 | Tangki Flokulan (T-04) | 1 | 90.900 | 122.950 | 122.950 | matche.com |
| 5 | Tangki klorin (T-05) | 1 | 2.000 | 2.705 | 2.705 | matche.com |
| 6 | Tangki klorinasi (T-06) | 1 | 1.100 | 1.488 | 1.488 | matche.com |
| 7 | Tangki Sanitasi (T-07) | 1 | 55.300 | 74.798 | 74.798 | matche.com |
| 8 | Tangki NaOH(T-08) | 1 | 14.700 | 19.883 | 19.883 | matche.com |
| 9 | Tangki $H_2SO_4$(T-09) | 1 | 28.000 | 37.872 | 37.872 | matche.com |
| 10 | Tangki Sulfit (T-10) | 1 | 9.600 | 12.985 | 12.985 | matche.com |
| 11 | Tangki Kondensat (T-11) | 1 | 24.600 | 33.274 | 33.274 | matche.com |
| 12 | Tangki Dowtherm (T-12) | 1 | 143.900 | 194.637 | 194.637 | matche.com |
| 13 | Tangki Silika (T-13) | 2 | 41.100 | 55.591 | 111.183 | matche.com |
| 14 | Tangki Udara Tekan (T-1 | 1 | 18.200 | 24.617 | 24.617 | matche.com |
| 15 | Tangki Fuel Oil (T-15) | 1 | 46.700 | 63.166 | 63.166 | matche.com |
| 16 | Tangki LNG (T-16) | 1 | 138.200 | 186.927 | 186.927 | matche.com |
| 17 | Tangki Solar (T-17) | 1 | 3.000 | 4.058 | 4.058 | matche.com |
| 18 | Clarifier (CLA-01) | 1 | 73.300 | 99.145 | 99.145 | matche.com |
| 19 | Saringan Pasir (SPU-01) | 1 | 15.700 | 21.236 | 21.236 | matche.com |
| 20 | Cooling Tower (CT-01) | 1 | 59.800 | 80.885 | 80.885 | matche.com |
| 21 | Kation (KE-01) | 2 | 2.300 | 3.111 | 6.222 | matche.com |
| 22 | Anion (AE-01) | 2 | 2.300 | 3.111 | 6.222 | matche.com |
| 23 | Deaerator (DE-01) | 1 | 32.600 | 44.094 | 44.094 | matche.com |
| 24 | Boiler (B-01) | 1 | 63.300 | 85.619 | 85.619 | matche.com |
| 25 | Cooler Utilitas (CLU-01) | 1 | 37.000 | 50.046 | 50.046 | matche.com |
| 26 | Kompresor (KU-01) | 1 | 56.800 | 76.827 | 76.827 | matche.com |
| 27 | Pompa (PU-01) | 1 | 13.600 | 18.395 | 18.395 | matche.com |
| 28 | Pompa (PU-02) | 1 | 13.600 | 18.395 | 18.395 | matche.com |
| 29 | Pompa (PU-03) | 1 | 2.400 | 3.246 | 3.246 | matche.com |
| 30 | Pompa (PU-04) | 1 | 11.900 | 16.096 | 16.096 | matche.com |
| 31 | Pompa (PU-05) | 1 | 11.900 | 16.096 | 16.096 | matche.com |
| 32 | Pompa (PU-06) | 1 | 2.400 | 3.246 | 3.246 | matche.com |
| 33 | Pompa (PU-07) | 1 | 8.300 | 11.226 | 11.226 | matche.com |
| 34 | Pompa (PU-08) | 1 | 8.300 | 11.226 | 11.226 | matche.com |
| 35 | Pompa (PU-09) | 1 | 6.300 | 8.521 | 8.521 | matche.com |
| 36 | Pompa (PU-10) | 1 | 11.900 | 16.096 | 16.096 | matche.com |
| | | | | | 1.714.944 | |

Alat utilitas yang dibeli dari dalam negeri, biaya pembelian alat utilitas dapat dilihat pada Tabel 3.

Tabel 3. Harga Alat Utilitas dari Dalam Negeri

| No | Nama Alat | n | Volume (m3) | Harga (Rp/m3) | Harga Total (Rp) |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | BU-01 | 1 | 9.052 | 230.000 | 2.082.011.606 |
| 2 | BU-02 | 1 | 8.600 | 230.000 | 1.977.911.026 |
| 3 | BU-03 | 1 | 7.528 | 230.000 | 1.731.512.760 |
| 4 | BU-04 | 1 | 4.924 | 230.000 | 1.132.531.076 |
| **Total** | | | | | **6.923.966.468** |

PEC total = PEC Proses + PEC Utilitas
= $ 16.145.959 + $ 2.123.458
= $ 18.269.417

**2. Penaksiran Modal Tetap (*Fixed Capital Investment)***

Modal tetap (*Fixed Capital Investment* ) merupakan biaya yang diperlukan untuk mendirikan fasilitas-fasilitas dan pembuatannya. Modal tetap terdiri dari :

1. *Direct*
   - *Purchased Equipment Cost*
   - *Purchased Eqipment Installation*
   - *Instrumentation and Controls*
   - *Piping*
   - *Insulation*
   - *Electrical Equipment and Materials*
   - *Building*
   - *Land & Yard*
2. *Indirect Cost*
   - *Engineering and Construction*
   - *Constructor's fee*
   - *Contingency*

(Aries & Newton, 1955)

**1. *Direct Cost***

Dalam menentukan *Direct Cost* dilakukan asumsi sebagai berikut:

1. Biaya inflasi sudah dimasukkan kedalam biaya Purchasing Equipment Cost (PEC) sampai tepat.
2. Pada biaya instalasi (Purchased Equipment Installation), instrumentasi dan kontrol (Instrumentation and Controls), Piping, serta Electrical Equipment and Materials, Insulation. Diambil buruh lokal 95% dan dan buruh asing 5%.
3. Upah buruh
   - Buruh asing = $ 8,4 /manhour
   - Buruh lokal = Rp 20.000 /manhour
   - Perbandingan manhour asing = 3 manhour lokal
   - Perbandingan jumlah tenaga asing dan lokal = 5 : 95

**a.** ***Purchased Equipment Cost*** **(PEC)**

PEC meliputi biaya peralatan yang tercantum pada lembar diagram aliran lengkap, suku cadang dan suku cadang peralatan yang tidak dipasang, surplus peralatan, perlengkapan, dan tunjangan peralatan tunjangan biaya inflasi, biaya pengiriman, pajak, asuransi tugas, penyelisihan modifikasi saat start up. Besarnya biaya-biaya peralatan proses sampai tempat adalah 15-40% PEC (Petter & Timmerhaus, 1991).

Harga peralatan (PEC) = $ 18.269.417
Dipilih = 40%
PEC sampai tempat = $ 25.577.184

**b.** ***Purchased Eqipment Installation*** **(PEI)**

PEI meliputi: Pemasangan semua peralatan yang tercantum pada lembar aliran lengkap, dukungan structural , isolasi, dan cat. Biaya instalasi besarnya 25-55% PEC (Petter & Timmerhaus, 1991).

Diambil = 55%
Biaya PEI = 55% x $ 25.577.184
= $ 14.067.451

**c.** ***Piping*** **(Pemipaan)**

Meliputi biaya: Proses baja, pipa-karbon, paduan, besi cor, timah, berjajar, alumunium, tembaga, keramik, plastic, karet,beton bertulang, pipa gantungan, fitting, katup, isolasi-pipa, perlatan. Biaya pemipaan besarnya 86% PEC (Tabel 17 Aries & Newton hal 78).

Biaya PEI = 86% x $ 25.577.184
= $ 21.996.378

**d.** ***Instrumentation and Controls***

Meliputi : pembelian, instalasi, kalibrasi dan komputer. Biaya untuk instrumentasi dan kontrol besarnya 10-15% PEC (Petter & Timmer haus, 1991).

Diambil = 15%
Instrumentasi dan kontrol = 15% x $ 25.577.184
= $ 3.836.578

**e.** ***Insulation***

Besarnya biaya insulasi 8-9% dari PEC (Petter & Timmerhaus, 1991)

Instalasi = 9% x $ 25.577.184
= $ 2.301.947

**f.** ***Electrical Equipment and Materials***

Meliputi peralatan listrik –switches, motor, saluran, kawat, alat kelengkapan, pengumpan, *grounding* , *instrument* , dan kontrol kabel & pencahayaan, panel-panel,dan bahan dan tenaga listrik. Biaya instalasi listrik besarnya 10-15% PEC (Petter & Timmerhaus, 1991)

Diambil = 15%
Instalasi listrik & material = 15% x $ 25.577.184
= $ 3.836.578

**g. *Building***

Harga bangunan dibagi menjadi beberapa kategori:
Bangunan Industri = Rp6.250.000 /$m^2$
Bangunan Bertingkat = Rp4.500.000 /$m^2$
Bangunan Biasa = Rp3.000.000 /$m^2$
Bangunan Sederhana = Rp2.500.000 /$m^2$
Pengaspalan Jalan = Rp200.000 /$m^2$
Rincian luas dan biaya bangunan dan wilayah di pabrik alumina dapat dilihat pada Tabel 4.

Tabel 4. Data Luas dan biaya Area Pabrik Alumina

| No | Bangunan | n | Harga (Rp) | Luas ($m^2$) | Harga total (Rp) |
|---|---|---|---|---|---|
| 1 | Pos satpam | 2 | Rp3.000.000 | 50 | 150.000.000 |
| 2 | ATM | 1 | Rp2.500.000 | 16 | 40.000.000 |
| 3 | Kantor Pusat | 1 | Rp4.500.000 | 400 | 1.800.000.000 |
| 4 | Area Parkir | 1 | Rp2.500.000 | 600 | 1.500.000.000 |
| | | 1 | Rp2.500.000 | 400 | 1.000.000.000 |
| 4 | Titik Kumpul | 1 | Rp2.500.000 | 300 | 750.000.000 |
| 5 | Kantin | 1 | Rp3.000.000 | 160 | 480.000.000 |
| 6 | Gedung Serbaguna | 1 | Rp2.500.000 | 400 | 1.000.000.000 |
| 7 | Sarana Ibadah | 1 | Rp3.000.000 | 300 | 900.000.000 |
| 8 | Poliklinik | 1 | Rp3.000.000 | 225 | 675.000.000 |
| 9 | Gudang | 1 | Rp2.500.000 | 225 | 562.500.000 |
| 10 | Pusdiklat | 1 | Rp3.000.000 | 300 | 900.000.000 |
| 11 | Perpustakaan | 1 | Rp3.000.000 | 300 | 900.000.000 |
| 12 | Lapangan | 1 | Rp2.500.000 | 1.250 | 3.125.000.000 |
| 13 | Laboratorium | 1 | Rp6.250.000 | 400 | 2.500.000.000 |
| 14 | Perumahan Karyawan | 1 | Rp4.500.000 | 1.120 | 5.040.000.000 |
| 15 | Bengkel | 1 | Rp3.000.000 | 400 | 1.200.000.000 |
| 16 | Pemadam Kebakaran | 1 | Rp6.250.000 | 400 | 2.500.000.000 |
| 17 | Power Plant | 1 | Rp6.250.000 | 400 | 2.500.000.000 |
| 18 | Utilitas | 1 | Rp6.250.000 | 2.070 | 12.937.500.000 |
| 19 | UPL | 1 | Rp6.250.000 | 1.955 | 12.218.750.000 |
| 20 | Control Room | 1 | Rp6.250.000 | 529 | 3.306.250.000 |
| 21 | Area Proses | 1 | Rp6.250.000 | 6.160 | 38.500.000.000 |
| 22 | Area Tangki | 1 | Rp6.250.000 | 3.740 | 23.375.000.000 |
| 23 | Loading Area | 1 | Rp6.250.000 | 1.540 | 9.625.000.000 |
| **Total** | | | | **23.640** | **127.485.000.000** |
| **Total** | | | | | |

Luas bangunan = 23.640 $m^2$
Biaya Building = Rp 127.485.000.000
= $ 7.560.043

**h.** ***Land & Yard***

Biaya tanah dihitung per $m^2$ berdasarkan harga tanah di lokasi pabrik. Biaya untuk pengembangan lokasi, pembuatan jalan, area parkir, fasilitas rekreasi dan lainnya serta biaya properti. Untuk biaya yard berkisar antara 10-20% PEC (Petter & Timmerhaus, 1991).

Land :

Harga tanah = Rp 3.500.000 /$m^2$

Luas tanah = 47.270 $m^2$ (layout)

Biaya land = 47270 x Rp 3.500.000

= $ 9.811.125

Yard :

Diambil = 20%

Biaya land = 20% x $ 25.577.184

= $ 5.115.437

Maka, biaya total *land and yard*

= $ 9.811.125 + $ 5.115.437

= $ 14.926.562

Total *Physical cost* pabrik alumina dapat dilihat pada Tabel 5.

Tabel 5. *Physical Cost* Pabrik Alumina

| No | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1 | *Purchased Equipment Cost* | $ 25.577.184 |
| 2 | *Purchased Eqipment Installation* | $ 14.067.451 |
| 3 | *Instrumentation and Controls* | $ 3.836.578 |
| 4 | *Piping* | $ 21.996.378 |
| 5 | *Insulation* | $ 2.301.947 |
| 6 | *Electrical Equipment and Materials* | $ 3.836.578 |
| 7 | *Building* | $ 7.560.043 |
| 8 | *Land & Yard* | $ 14.926.562 |
| Total | | $ 94.102.718 |
| Total | | Rp 1.586.854.141.319 |

**2. Indirect Cost**

**a.** ***Engineering & Cosntruction***

Meliputi biaya desain, supervisi, konstruksi, dan pemeriksaan. Biaya ditentukan sebesar 25% dari PEC (*Physical Plant Cost* ) (Petter & Timmerhaus, 1991).

Diambil = 25%

Biaya *engineering & construction* = 25% x $ 25.577.184

= $ 6.394.296

Maka, *Direct Plant Cost* (DPC)

= Direct cost + *Engineering & construction*

= $ 94.102.718 + $ 6.394.296

= $ 100.497.014

**b. *Contractor fee***

Biaya kontraktor bervariasi untuk situasi yang berbeda, tetapi dapat diperkirakan besarnya sekitar 2-8% dari Direct Plant Cost (DPC) (Petter & Timmerhaus, 1991).

Diambil = 8%

Biaya kontraktor = 8% x $ 100.497.014

= $ 9.044.731

**c. *Contingency Cost***

Modal kontingensi biasanya disertakan dalam perkiraan investasi modal untuk mengkompensasi kejadian tak terduga, seperti badai, banjir, pemogokan, perubahan harga, perubahan desain kecil. Biaya ditentukan sebesar 5-15% DPC (Petter & Timmerhaus, 1991).

Diambil = 15%

Biaya darurat = 15% x $ 100.497.014

= $ 15.074.552

Maka diperoleh modal tetap (*Fixed Capital Investment)* pada Tabel 6.

Tabel 6. *Fixed Capital Investment*

| No | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1 | *Direct Plant Cost* | $ 100.497.014 |
| 2 | *Contractor fee* | $ 9.044.731 |
| 3 | *Contingency* | $ 15.074.552 |
| Total | | $ 124.616.298 |
| Total | | Rp 2.101.404.629.838 |

**3. Perkiraan Penjualan**

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut :

1. Harga jual alumina tidak mengalami kenaikan harga selama periode pengembalian modal.
2. Produksi pada tahun pertama langsung 100%

Produk alumina'

Kapasitas = 400.000.000 kg/tahun

Harga jual = $ 1,8 /kg

Penjualan = $ 1,80 x 400.000.000

= Rp 12.141.360.000.000 /tahun

**4. Perhitungan *Manufacturing Cost***

*Manufacturing cost* terbagi dalam 3 bagian yaitu :

a. *Direct Manufacturing Cost*
b. *Indirect Manufacturing Cost*
c. *Fixed Manufacturing Cost*

Penentuan biaya diambil kebijakan jam kerja sebagai berikut :

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

**a. *Direct Manufacturing Cost***

**1. *Raw material***

Proses produksi di pabrik alumina diperlukan beberapa bahan baku agar produksi dapat berjalan. Bahan baku yang digunakan yaitu bauksit dan natrium hidroksida (NaOH). Dalam perhitungan biaya bahan baku asumsi harga pembelian bahan baku tidak mengalami kenaikan harga setiap tahun. Berikut biaya dari masing-masing bahan baku :

Kurs yang disepakati 1 USD = Rp 16.863

a. Bauksit
   Harga = $ 6.200,00 /kg (PT Antam tbk.)
   Kebutuhan = 852.555.301 kg/tahun
   Biaya = Rp 5.285.842.866.166 /tahun
b. NaOH
   Harga = Rp16.000 /kg (PT Asahimas)
   Kebutuhan = 6.936.219 kg/tahun
   Biaya = Rp 110.979.505.704 /tahun

Maka total biaya bahan baku = Rp 5.396.822.371.870 /tahun

**2. Gaji Karyawan**

Berikut data rencana gaji untuk karyawan di Pabrik Alumina setiap bulan disajikan pada Table 7.

Tabel 7. Rencana gaji Karyawan per bulan

| No | Jabatan | Total | Gaji per bulan | Jumlah |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Komisaris | 1 | Rp 50.000.000 | Rp 50.000.000 |
| 2 | Direktur | 3 | Rp 35.000.000 | Rp 105.000.000 |
| 3 | Kepala Departemen | 6 | Rp 15.000.000 | Rp 90.000.000 |
| 4 | Kepala Seksi | 18 | Rp 10.000.000 | Rp 180.000.000 |
| 5 | Laboran | 4 | Rp 8.000.000 | Rp 32.000.000 |
| 6 | Quality Control | 8 | Rp 9.000.000 | Rp 72.000.000 |
| 7 | Operator | 68 | Rp 7.000.000 | Rp 476.000.000 |
| 8 | Staff | 19 | Rp 5.000.000 | Rp 95.000.000 |
| 9 | Dokter | 2 | Rp 8.000.000 | Rp 16.000.000 |
| 10 | Perawat | 3 | Rp 5.000.000 | Rp 15.000.000 |
| 11 | Driver | 4 | Rp 4.000.000 | Rp 16.000.000 |
| 12 | satpam | 16 | Rp 4.000.000 | Rp 64.000.000 |
| Total | | | | Rp 1.211.000.000 |
| Total | | | | $ 71.814 |

Gaji karyawan 1 tahun = Rp 1.211.000.000 x 12 bulan
= Rp 14.532.000.000 /tahun

**3. *Supervision***

Beban pengawasan ialah gaji seluruh personel yang bertanggung jawab untuk pengawasan langsung operasi produktif. Skala gaji bervariasi dengan tingkat tanggung jawab yang diperlukan. Perkiraan cepat dapat dibuat dengan menerapkan presentase 10-25% biaya gaji pegawai (Aries & Newton, 1954).

Diambil = 10%

*Supervision* = 10% x Rp 14.532.000.000

= Rp 1.453.200.000

**4. *Maintenance***

Beban pemeliharaan termasuk biaya semua bahan dan tenaga kerja yang di pekerjakan dalam pemeliharaan rutin dan perbaikan insidental dan dalam beberapa kasus dalam revisi utama dari peralatan dan bangunan. Pemilihan biaya maintenance dapat dilihat di bawah ini. Dalam perhitungannya diasumsikan jenis operasinya dalam keadaan normal, biaya 5-9% FCI (Petter & Timmerhaus, 1991).

Diambil = 5%

*Maintenance* = 5% x Rp 2.101.404.629.838

= Rp 105.070.231.492

**5. *Plant Supplies***

Dalam setiap operasi manufaktur, banyak persediaan aneka diperlukan untuk menjaga proses berfungsi secara efisien. Barang-barang seperti grafik, pelumas, uji bahan kimia, perlengkapan custodian dan perlengkapan yang tidak dapat dianggap sebagai bahan baku atau pemeliharaan dan perbaikan bahan, dan diklasifikasikan sebagai operasi persediaan. Biaya ditentukan sebesar 15% biaya maintenance (Petter & Timmerhaus, 1991).

Biaya Plant Supplies = 15% x Rp 105.070.231.492

= Rp 15.760.534.724

**6. *Royalties & patents***

Banyak proses manufaktur yang dilindungi oleh hak paten, dan mungkin diperlukan untuk membayar jumlah yang ditetapkan untuk hak paten atau royalty berdasarkan jumlah bahan yang dihasilkan. Meskipun perkiraan kasar dari paten dan royalty biaya untuk proses di patentkan adalah 0-6% dari total biaya penjualan, insinyur harus menggunakan penilaian karena royalty bervariasi dengan seperti faktor sebagai jenis produk dan industri (Petter & Timmerhaus, 1991)

Diambil = 1%

*Royalties & patent* = 1% x Rp 12.141.360.000.000

= Rp 121.413.600.000

**7. *Utilities***

Dalam penentuan biaya bahan utilitas diasumsikan tidak ada kenaikan harga pada masing-masing bahan utilitas.

Konversi 1 USD = Rp 16.863

Berikut data pembelian bahan utilitas di Pabrik Alumina setiap bulan disajikan pada Table 8.

Tabel 8. Biaya Pembelian Bahan Utilitas

| No | Bahan | Harga | Kebutuhan kg/tahun | Biaya/tahun |
|---|---|---|---|---|
| 1 | Dowtherm/kg | Rp 56.000 | 169.239 | Rp 9.477.365.078 |
| 2 | Tawas/kg | Rp 6.500 | 22.670 | Rp 147.355.762 |
| 3 | Kapur/kg | Rp 3.000 | 358.012 | Rp 1.074.037.058 |
| 4 | Polyelektrolit/kg | Rp 25.000 | 1.210 | Rp 30.237.530 |
| 5 | Klorin/kg | Rp 15.950 | 124.400 | Rp 1.984.185.560 |
| 6 | Silika gel/kg | Rp 579 | 12.088 | Rp 6.998.805 |
| 7 | Asam Sulfat/kg | Rp 11.142 | 1.773 | Rp 19.757.311 |
| 8 | NaOH/kg | Rp 12.135 | 1.167 | Rp 14.165.982 |
| 9 | BBM $/ton | $ 641 | 1.051.866 | Rp 11.369.810.708 |
| 10 | LNG/kg | Rp 76 | 9.585.061 | Rp 728.464.619 |
| 11 | Listrik /kW | Rp 1.115 | 19.458.432 | Rp 21.696.151.474 |
| **Total** | | | | **Rp 46.548.529.887** |

Total biaya utilitas = Rp 46.548.529.887

Maka total direct manufacturing cost dapat dilihat pada Tabel 9.

Tabel 9. *Direct Manufacturing Cost*

| No | Komponen | Biaya |
|---|---|---|
| 1 | *Raw material* | $ 320.039.280 |
| 2 | *Gaji karyawan* | $ 861.768 |
| 3 | *Supervision* | $ 86.177 |
| 4 | *Maintenance* | $ 6.230.815 |
| 5 | *Plant supplies* | $ 934.622 |
| 6 | *Royalties and patent* | $ 7.200.000 |
| 7 | *Utilities* | $ 2.760.394 |
| Total | | $ 338.113.056 |
| Total | | Rp 5.701.600.467.973 |

**b. *Indirect Manufacturing Cost***

**1. *Payroll Overhead***

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pension, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan sosial dan pajak pekerjaan di klasifikasikan gaji overhead. Sementara masing-masing item dapat diperkirakan secara individual, mereka dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara dengan 10-20% gaji karyawan (Aries & Newton, 1955)

Diambil = 15%

*Payroll Overhead* = 15% x Rp 14.532.000.000
= Rp 2.179.800.000

**2. *Laboratory***

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk, biaya rata-rata setara dengan 10-20% gaji karyawan (Aries & Newton, 1955)

Diambil = 15%

*Laboratory* = 15% x Rp 14.532.000.000
= Rp 2.179.800.000

**3. *Plant Overhead***

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

Diambil = 60%

*Plant Overhead* = 60% x Rp 14.532.000.000
= Rp 8.719.200.000

**4. *Packaging & Shipping***

Biaya wadah untuk kemasan tergatung pada sifat kimia dan fisik produk berkisar 0,3-2% penjualan (Aries& Newton, 1954).

biaya packaging diambil = 1% sales

Packaging & shipping = 1,0% x Rp 12.141.360.000.000
= Rp 121.413.600.000

Maka total i*ndirect manufacturing cost* dapat dilihat pada Tabel 10.

Tabel 10. *Indirect Manufacturing Cost*

| No | Komponen | Biaya | |
|---|---|---|---|
| 1 | *Payroll Overhaed* | Rp | 2.179.800.000 |
| 2 | *Laboratory* | Rp | 2.179.800.000 |
| 3 | *Plant Overhead* | Rp | 8.719.200.000 |
| 4 | *Packaging and Shipping* | Rp | 121.413.600.000 |
| Total | | Rp | 134.492.400.000 |
| Total | | $ | 7.975.592 |

**c. *Fixed Manufacturing Cost***

**1. *Depreciation***

Untuk menghitung biaya ini, penurunan nilai alat diasumsikan terjadi sepanjang tahun. Penurunan nilai ini disebut sebagai diperoleh dari perbedaan antara biaya awal dan nilai sisa (Peter & Timmerhause, 1991). Biaya sebesar 8-12,5% Fixed capital investment (Aries & Newton, 1955).

Diambil = 10,0%
*Depreciation* = 10,0% x $ 124.616.298
= $ 12.461.630

**2. *Property Taxes***

Besarnya pajak property local tergantung dengan lokalitas tertentu u dari pabrik dan peraturan daerah. Pajak property tahunan untuk pabrik didaerah padat penduduk, biasanya dalam kisaran 2-4% FCI (Petter & Timmerhaus, 1991)

Diambil = 4%
*Property taxes* = 4% x $ 124.616.298
= $ 6.230.815

**3. *Insurance***

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Pada secara tahunan, angka ini berjumlah 2% FCI (Peter & Timmerhaus,1991).

*Insurance* = 2% x $ 124.616.298
= $ 3.738.489

Maka total *fixed manufacturing cost* dapat dilihat pada tabel 11.

Tabel 11. *Fixed Manufacturing Cost*

| No | Komponen | Biaya | |
|---|---|---|---|
| 1 | *Depresiation* | $ | 12.461.630 |
| 2 | *Property taxes* | $ | 6.230.815 |
| 3 | *insurance* | $ | 3.738.489 |
| Total | | $ | 22.430.934 |
| Total | | Rp | 378.252.833.371 |

Maka Total manufacturing cost dapat dilihat pada Tabel 12.

Tabel 12. *Total Manufacturing Cost*

| No | Komponen | Biaya | |
|---|---|---|---|
| 1 | *Direct Manufacturing Cost* | Rp | 5.701.600.467.973 |
| 2 | *Indirect manufacturing Cost* | Rp | 378.252.833.371 |
| 3 | *Fixed Manufacturing Cost* | Rp | 134.492.400.000 |
| Total | | Rp | 6.214.345.701.344 |
| Total | | $ | 368.519.581 |

## 5. Penaksiran modal kerja (*Working Capital* Investment) dan total modal *(Capital Investment)*

### A. Modal Kerja (*Working Capital Investment)*

**1. Raw Material Investory**

Biaya yang dibebankan pada stok bahan baku yang diperlukan untuk pembuatan produk selama 1 bulan. Untuk memperkirakan tujuan 1 bulan pasokan pada nilai yang dibeli dapat digunakan. (Aries & Newton, 1995 halaman 12)

*Raw Material Investory* = $\frac{\text{Raw material/tahun}}{\text{12 bulan/tahun}}$

= $\frac{\text{Rp } 5.396.822.371.870 \text{ /tahun}}{\text{12 bulan/tahun}}$

= Rp 449.735.197.656

**2. *In process Inventory***

Biaya yang dibebankan pada bahan baku yang diproses dalam alat produksi. Dapat diperkirakan sebagai satu setengah dari total biaya manufaktur yang terjadi selama periode secara total menahan waktu yang dibutuhkan untuk proses. (Aries & Newton, 1995 halaman 12)

*In process Inventory* = $\frac{\text{1,5 x Manufacturing Cost}}{\text{12 bulan/tahun}}$

= $\frac{\text{1,5 x Rp } 6.214.345.701.344 \text{ /tahun}}{\text{12 bulan/tahun}}$

= Rp 776.793.212.668

**3. *Product Inventory***

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tidak dapat langsung terjual. Atau biaya untuk mengantisipasi beberapa produk yang diproduksi dengan laju konstan dan dijual secara musiman, banyak komoditas mungkin rusak atau tidak stabil atau mungkin memerlukan fasilitas penyimpanan khusus. Karena tidak adanya data tertentu, persediaan diproduksi dapat diasumsikan sama dengan produksi 1 bulan senilai biaya produksi. (Aries&Newton, 1995)

*Product Inventory* = $\frac{\text{1 x Manufacturing Cost}}{\text{12 bulan/tahun}}$

= $\frac{\text{1 x Rp } 6.214.345.701.344 \text{ /tahun}}{\text{12 bulan/tahun}}$

= Rp 517.862.141.779

**4. *Available Cash***

Biaya yang diperlukan untuk pembayaran gaji dan jasa pekerja dan juga material. Dana yang tersedia dapat di perkirakan sebesar 1 bulan Manufacture Cost (MC). (Aries & Newton, 1995, halman 13)

*Available Cash* = $\frac{\text{1 x Manufacturing Cost}}{\text{12 bulan/tahun}}$

= $\frac{\text{1 x Rp } 6.214.345.701.344 \text{ /tahun}}{\text{12 bulan/tahun}}$

= Rp 517.862.141.779

**5. *Extended Credit***

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut telah berada dipihak pembeli tetapi perusahaan belum menerima hasil penjualan. Kredit diperpanjang dapat diperkirakan produksi 1 bulan nilai penjualan atau dua kali biaya produksi. Extended credit dapat diperkirakan sebesar 2 bulan Manufacturing Cost. (Aries & Newton, 1995)

$$\textit{Extended Credit} = \frac{2 \times \text{Manufacturing Cost}}{12 \text{ bulan/tahun}}$$

$$= \frac{2 \times \text{Rp } 6.214.345.701.344 \text{ /tahun}}{12 \text{ bulan/tahun}}$$

$$= \text{Rp } 1.035.724.283.557$$

Maka total *working capital investment* dapat dilihat pada Tabel 13.

Tabel 13. *Working Capital Investment*

| No | Komponen | Biaya | |
|---|---|---|---|
| 1 | *Raw material investory* | Rp | 449.735.197.656 |
| 2 | *In process Investory* | Rp | 776.793.212.668 |
| 3 | *Product Investory* | Rp | 517.862.141.779 |
| 4 | *Available cash* | Rp | 517.862.141.779 |
| 5 | *Extended Credit* | Rp | 1.035.724.283.557 |
| Total | | Rp | 3.297.976.977.439 |
| Total | | $ | 195.574.748 |

**B. Total Modal *(Capital Investment)***

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

Total Modal = Fixed Capital Investment + Working Capital Investment

= Rp 2.101.404.629.838 + Rp 3.297.976.977.439

= Rp 5.399.381.607.277

= $ 320.191.046

**6. Perhitungan *General Expense* dan Total Biaya Produksi**

**A. Pengeluaran Umum (*General Expense)***

Berbagai pengeluaran yang di keluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang disebut beban umum. Ini mencakup biaya administrasi, penjualan, peneltian dan keuangan. (Aries & Newton, 1954)

**1. Administrasi**

Biaya administrasi merupakan sebuah pengeluaran perusahaan berkaitan dengan gaji manajemen, biaya hukum dan biaya audit yang terjadi atas semua pengelolaan semua tahap dari perusahaan. Untuk biaya administrasi berkisar antara 3-6 manufacturing cost (Aries & Newton, 1954)

Administrasi = 3% x Manufacturing cost

= 3% x Rp 6.214.345.701.344

= Rp 186.430.371.040

**2. *Sales and Promotion***

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjualan dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat diperkirakan secara kasar oleh staff proses menugaskan untuk itu dalam jumlah yang sama dengan 5-22% dari manufacturing cost (Aries & Newton, 1954).

*Sales and Promotion* = 15% x Rp 6.214.345.701.344

= Rp 932.151.855.202

**3. *Research***

Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2-4% dari total penjualan atau 3,5 – 8% dari biaya produksi. (Aries & Newton, 1995)

Biaya riset diambil 6% dari biaya produksi (manufacturing cost)

*Research* = 6% x Rp 6.214.345.701.344

= Rp 372.860.742.081

**4. *Finance***

Biaya finance 2-4% dari *Capital Investment* atau *Working Capital* ditambah Fixed Capital Investment. (Aries & Newton, 1995 hal 87)

Biaya *finance* diambil 2% dari *Capital Investment*

*Finance* = 4% x Rp 5.399.381.607.277

= Rp 269.969.080.364

Total biaya *general expense* disajikan pada Tabel 14.

Tabel 14. Biaya *General Expense*

| Komponen | Biaya (Rp/tahun) |
|---|---|
| Administrasi | Rp 186.430.371.040 |
| Sales and Promotion | Rp 932.151.855.202 |
| Research | Rp 372.860.742.081 |
| Finance | Rp 269.969.080.364 |
| Total | Rp 1.761.412.048.686 |
| Total | $ 104.454.252 |

**B. Total Biaya Produksi**

Total biaya produksi = Manufacturing cost + General expense

= Rp 6.214.345.701.344 + Rp 1.761.412.048.686

= Rp 7.975.757.750.030

= $ 472.973.833

**7. Penjualan dan Keuntungan**

**a. Harga dasar**

Kapasitas produksi pertahun = 400.000.000 kg/tahun

$$\text{Harga dasar} = \frac{\text{Total biaya produksi}}{\text{Kapasitas produksi}}$$

= Rp 19.939 /kg

**b. Harga Jual Pasaran**

Harga jual di pasaran alumina = Rp 30.353 /kg

**c. Harga jual**

Harga jual = Harga dasar x (Harga + Keuntungan yang ingin diperoleh)
= Rp 19.939 /kg x ( 100% + 20% )
= Rp 23.329 /kg

Harga Jual alumina lebih rendah daripada harga pasar, sehingga dapat menarik minat pembeli.

**d. *Annual Sales***

Amonium Nitrat = Harga jual x Kapasitas Produksi
= Rp 9.331.636.567.536
= $ 553.379.385

**8. Perkiraan Pendapatan**

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

1. Keuntungan sebelum pajak
   Keuntungan sebelum pajak = Penjualan - Biaya Produksi
   = ################## - ##################
   = Rp 1.355.878.817.505
2. Keuntungan setelah pajak
   Pajak diambil 20% dari keuntungan sebelum pajak.
   (Pasal 18 ayat 3c UU No 36 Tahun 2008 Tentang Pajak Penghasilan)
   Keuntungan setelah pajak
   = Keuntungan sebelum pajak - pajak (20% dari keuntungan)
   = Rp 1.084.703.054.004

**9. Analisis Kelayakan**

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

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

| | | | |
|---|---|---|---|
| 1. | Depresiasi | Rp | 210.140.462.984 |
| 2. | Property Tax | Rp | 105.070.231.492 |
| 3. | Insurance | Rp | 63.042.138.895 |
| Total | | **Rp** | **378.252.833.371** |
| Total | | $ | 22.430.934 |

***Variable Cost (Va)***

| | | | |
|---|---|---|---|
| 1. | Biaya Bahan Baku | Rp | 5.396.822.371.870 |
| 2. | Packaging & Shipping | Rp | 121.413.600.000 |
| 3. | Biaya Bahan Utilitas | Rp | 46.548.529.887 |
| 4. | Royalty & Patent | Rp | 121.413.600.000 |
| Total | | **Rp** | **5.686.198.101.757** |
| Total | | $ | 337.199.674 |

***Regulated Cost* (Ra)**

| | | | |
|---|---|---|---|
| 1. | Gaji Operating Labor | Rp | 14.532.000.000 |
| 2. | Payroll Overhead | Rp | 2.179.800.000 |
| 3. | Plant Overhead | Rp | 8.719.200.000 |
| 4. | Supervisi | Rp | 1.453.200.000 |
| 5. | Laboratory | Rp | 2.179.800.000 |
| 6. | General Expense | Rp | 1.761.412.048.686 |
| 7. | Maintenance | Rp | 105.070.231.492 |
| 8. | Plant Supplies | Rp | 15.760.534.724 |
| Total | | **Rp** | **1.911.306.814.902** |
| Total | | $ | 113.343.226 |

**Sales (Sa)** = **Rp** **9.331.636.567.536**
= $ 553.379.385

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

1. ***Return on investment* (ROI)**

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

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

   Perhitungan ROI:

   a. Sebelum pajak

      Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak

      Keuntungan sebelum pajak = Rp 1.355.878.817.505

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

      ROI = 56,52%

   b. Sesudah pajak

      Keuntungan sesudah pajak = Rp 1.084.703.054.004

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

      ROI = 46,62%

Nilai ROI minimum untuk low risk 11% dan high risk 44% sehingga dengan nilai ROI sebelum pajak sebesar 61,53% dinilai layak karena memberikan keuntungan sebesar 61,53% setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetapnya.

**2. *Pay Out Time***

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

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

*Cash Return* meliputi *annual profit* dan depresiasi

a. Sebelum pajak

Laba sebelum pajak = Rp 1.355.878.817.505,2

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

POT = 1,74 tahun

b. Sesudah pajak

Laba setelah pajak = Rp 1.084.703.054.004,1

POT = 1,99 tahun

Berdasarkan tabel 55 p.196 Aries &Newton, dengan nilai POT atau waktu minimum untuk pengembalian modal untuk kategori *low risk* (5 tahun) dan *high risk* (2 tahun untuk industri kimia). Kategori ini menunjukkan perusahaan memiliki resiko yang tinggi dari segi pengembalian dan layak didirikan.

**3. *Break event point***

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

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

Perhitungan BEP

Fa = Rp 378.252.833.371
Ra = Rp 1.911.306.814.902
Va = Rp 5.686.198.101.757
Sa = Rp 9.331.636.567.536

$$BEP = \frac{Rp\ 951.644.877.841}{Rp\ 2.307.523.695.347} \times 100\%$$

= 41,24%

Besarnya BEP yang dapat diterima adalah 40 – 60%, sehingga BEP Pabrik alumina dapat diterima dan layak untuk didirikan.

**4. *Shut down point***

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

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

Perhitungan SDP

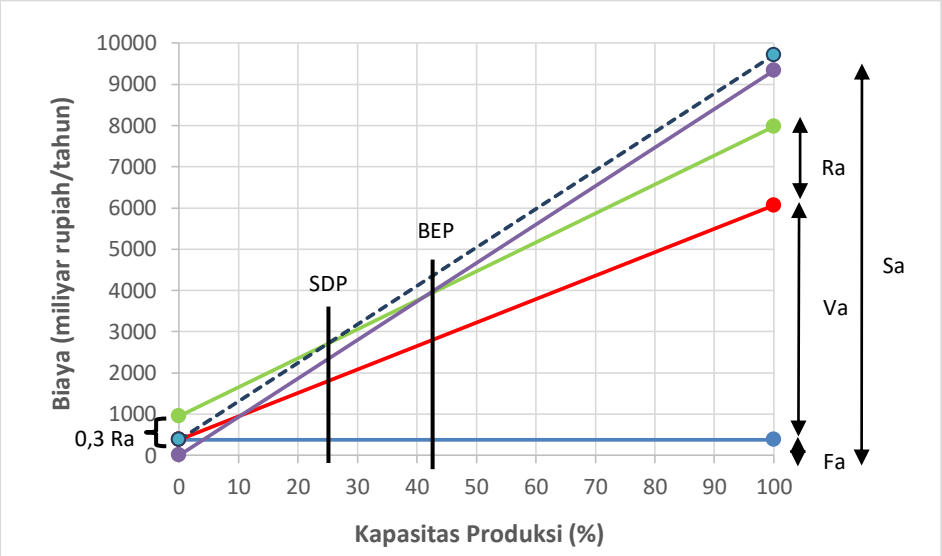
Ra = Rp 1.911.306.814.902
Va = Rp 5.686.198.101.757
Sa = Rp 9.331.636.567.536

$$SDP = \frac{Rp\ 573.392.044.471}{Rp\ 2.307.523.695.347} \times 100\%$$

$$= 24{,}85\%$$

Nilai ini menunjukkan bahwa jika penjualan di bawah nilai SDP maka sebaiknya pabrik ditutup karena sudah tidak memberikan keuntungan

Grafik ekonomi BEP dan SDP dapat dilihat pada gambar berikut




Gambar 2. Grafik BEP dan SDP

Keterangan:

Fa = Biaya Tetap (*Fixed Annual Cost*)
Va = Biaya variabel (*Variabel Annual Cost*)
Ra = Biaya Mengambang (*Regulated Annual Cost*)
Sa = Penjualan (*Sales*)
BEP = Titik Impas (*Break Event Point*)
SDP = *Shut Down Point*

**5. *Dicounted Cash Flow Rate of Return* (DCFRR)**

DCFRR merupakan salah satu cara untuk mengevaluasi menarik atau tidaknya suatu investasi usaha. Investasi tersebut ekivalen dengan jika disimpan di bank dengan bunga tertentu. Misal diperoleh i%, maka i dibandingkan dengan bunga di bank. Jika I > 1,5 bunga bank maka investasi dianggap menarik. Nilai i dapat ditentukan dengan

$$((FC+WC)(1+i)^n)-WC-SV = [(1+i)^(n-1)+(1+i)^(n-2)+...+1]x\ CF$$

Dimana:

n = Umur pabrik (10 tahun)
CF = *Cash flow* setelah pajak
FC = *Fixed Capital*
WC = *Working capital*
SV = *Salvage Value*
i = *Interest/Discounted Cash Flow*

Perhitungan

| | | | |
|---|---|---|---|
| FC | = | Rp | 2.101.404.629.838 |
| SV | = | Rp | 43.130.804.711 |
| Depresiasi | = | Rp | 210.140.462.984 |
| WC | = | Rp | 3.297.976.977.439 |
| CF | = | keuntungan setelah pajak+depresiasi+finance | |
| | = | Rp | 1.564.812.597.352 |

Umur pabrik, $n = \frac{\text{Capital investmesnt-salvage value}}{\text{depreciation}}$

n = 9,489 tahun
n = 10 tahun (terbilang)

$$((FC+WC)(1+i)^n)-WC-SV = [(1+i)^(n-1)+(1+i)^(n-2)+...+1]x\ CF$$

| | | | |
|---|---|---|---|
| Ruas kiri | = | Rp | 60.363.203.473.311 |
| Ruas kanan | = | Rp | 60.365.838.227.440 |
| Ruas kanan-Ruas kiri | = | Rp | 2.634.754.129 |

Dilakukan trial & error, sehingga diperoleh i = 27,99%

Nilai bunga komersial saat ini sesuai update terbaru yaitu 8,62% sehingga nilai interest Pabrik Alumina lebih besar dibandingkan bunga bank. Maka investasi di pabrik ini lebih menarik dan layak bagi investor. Konsep pembagian keuntungan bagi investor adalah pemodal tersebut mendapatkan penghasilan dari deviden sementara pengelola mendapatkan gaji bulanan serta deviden. Sebelumnya antara pengelola dan investor membuat kesepakatan terlebih dahulu mengenai kesepakatan berapa persen pembagian untuk setiap yang mana dari persentase tersebut yang akan disepakati sebagai berapa deviden yang didapat dari investor.

Berdasarkan evaluasi ekonomi dapat disimpulkan pada Tabel 13.

Tabel 13. Kesimpulan Evaluasi Ekonomi

| Analisis | | Tolak ukur | Hasil evaluasi | | Keterangan |
|---|---|---|---|---|---|
| ROI | Sebelum pajak | 11 < ROI < 44% (Low Risk) | 56,52% | | Layak |
| | Sesudah pajak | ROI > 44% (High Risk) | 46,62% | | (*High Risk*) |
| POT | Sebelum pajak | 5 ≥ POT ≥ 2 (*Low Risk*) | 1,74 | tahun | Layak |
| | Sesudah pajak | POT < 2 (*High Risk*) | 1,99 | tahun | (*High Risk*) |
| BEP | | 40% - 60% | 41,24% | | Layak |
| SDP | | - | 24,85% | | - |
| DCFR | | 8,62% | 27,99% | | Layak |