

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**



**Disusun Oleh:**

<b>Rida Septiyansi</b>	<b>121160037</b>
<b>Sarah Catur Fitriana Dewi</b>	<b>121160130</b>

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI  
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"  
YOGYAKARTA  
2020**



**HALAMAN PENGESAHAN**  
**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA**  
**ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL**  
**KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

**Disusun Oleh :**

**Rida Septiyansi                      121160037**

**Yogyakarta,    Agustus 2020**

**Program Studi S1 Teknik Kimia**

**Jurusan Teknik Kimia**

**Fakultas Teknik Industri**

**Universitas Pembangunan Nasional “Veteran”**

**Yogyakarta**

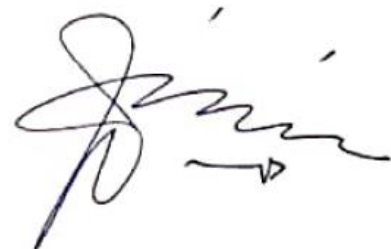
**Dosen Pembimbing I**



**Ir. Titik Mahargiani, MT**

**19570619 199103 2 001**

**Dosen Pembimbing II**



**Ir. Tunjung Wahyu W, MT**

**19640201 199303 2 002**

**HALAMAN PENGESAHAN**  
**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA**  
**ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL**  
**KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

**Disusun Oleh :**

**Sarah Catur Fitriska Dewi 121160130**

**Yogyakarta, Agustus 2020**

**Program Studi S1 Teknik Kimia**

**Jurusan Teknik Kimia**

**Fakultas Teknik Industri**

**Universitas Pembangunan Nasional “Veteran”**

**Yogyakarta**

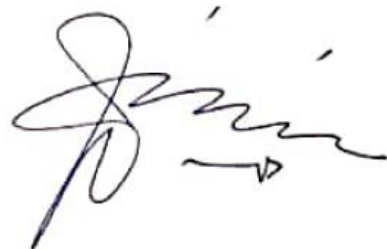
**Dosen Pembimbing I**



**Ir. Titik Mahargiani, MT**

**19570619 199103 2 001**

**Dosen Pembimbing II**



**Ir. Tunjung Wahyu W, MT**

**19640201 199303 2 002**



## KATA PENGANTAR

Puji syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa atas Rahmat dan Hidayah-Nya sehingga Tugas Akhir dengan judul “Prarancangan Pabrik Kimia Aseton dari Isopropil Alkohol dengan Kapasitas Produksi 30.000 Ton/Tahun” ini dapat diselesaikan. Prarancangan Pabrik Kimia merupakan tugas wajib bagi setiap mahasiswa sebagai syarat untuk memperoleh gelar sarjana pada Program Studi Teknik Kimia S1, 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.

Proses pembuatan Prarancangan Pabrik Kimia ini tidak terlepas dari bantuan berbagai pihak. Oleh karena itu, penyusun mengucapkan terimakasih kepada:

1. Ibu Ir. Titik Mahargiani, MT., selaku dosen pembimbing I dan Ibu Ir. Tunjung Wahyu Widayati, MT., selaku dosen pembimbing II yang telah membimbing dan memberikan saran hingga tugas akhir ini selesai.
2. Kedua orang tua dan keluarga atas segala do'a dan dukungan baik moril maupun materil
3. Semua Dosen dan Staf Program Studi S1 Teknik Kimia, Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknik Industri, Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.
4. Semua pihak yang tidak dapat penyusun sebutkan satu persatu.

Penyusun menyadari proses pembuatan Prarancangan Pabrik Kimia ini masih jauh dari kata sempurna. Untuk itu, penyusun mengharapkan kritik dan saran yang bersifat membangun. Dan secara luas dapat bermanfaat khususnya bagi teman-teman di Jurusan Teknik Kimia.

Yogyakarta, Agustus 2020

Penyusun

## DAFTAR ISI

<b>PRARANCANGAN PABRIK KIMIA .....</b>	<b>i</b>
<b>HALAMAN PENGAJUAN .....</b>	<b>ii</b>
<b>PRARANCANGAN PABRIK KIMIA .....</b>	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN .....</b>	<b>iii</b>
<b>KATA PENGANTAR .....</b>	<b>iv</b>
<b>DAFTAR ISI .....</b>	<b>v</b>
<b>DAFTAR TABEL .....</b>	<b>vii</b>
<b>DAFTAR GAMBAR .....</b>	<b>ix</b>
<b>INTISARI .....</b>	<b>x</b>
<b>CATATAN SIDANG PENDADARAN .....</b>	<b>xi</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN .....</b>	<b>1</b>
<b>I.1 Latar Belakang .....</b>	<b>1</b>
<b>I.2 Prospek Pasar .....</b>	<b>2</b>
<b>I.3 Lokasi Pabrik .....</b>	<b>4</b>
<b>I.4 Tinjauan Pustaka .....</b>	<b>6</b>
<b>BAB II PROSES PRODUKSI .....</b>	<b>17</b>
<b>II.1 Proses Pendahuluan .....</b>	<b>17</b>
<b>1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk .....</b>	<b>17</b>
<b>2. Proses Pembuatan Produk .....</b>	<b>18</b>
<b>II.2 Diagram Alir .....</b>	<b>20</b>
<b>1. Diagram Alir Kuantitatif .....</b>	<b>20</b>
<b>2. Diagram Alir Kualitatif .....</b>	<b>20</b>
<b>II.3 Tata Letak .....</b>	<b>23</b>
<b>1. Tata Letak Alat .....</b>	<b>23</b>
<b>2. Tata Letak Pabrik .....</b>	<b>25</b>
<b>II.4 Spesifikasi Alat .....</b>	<b>27</b>
<b>1. Spesifikasi Alat-Alat Proses .....</b>	<b>27</b>
<b>2. Spesifikasi Alat Utilitas .....</b>	<b>41</b>
<b>BAB III NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI .....</b>	<b>49</b>
<b>III.1 Neraca Massa .....</b>	<b>49</b>

1. Neraca Massa Per Alat (kg/jam) .....	49
III.2 Neraca Energi .....	51
<b>BAB IV UTILITAS .....</b>	<b>55</b>
IV.1 Penyediaan Air.....	55
IV.2 Penyediaan Dowtherm A .....	56
IV.3 Penyediaan Udara Tekan.....	56
IV.4 Penyediaan Listrik.....	56
IV.5 Penyediaan Bahan Bakar.....	57
<b>BAB V MANAJEMEN PERUSAHAAN .....</b>	<b>62</b>
V.1 Bentuk Badan Usaha .....	62
V.2 Struktur Organisasi.....	63
V.3 Jadwal Kerja Karyawan.....	65
V.4 Jumlah Karyawan .....	67
<b>BAB VI EVALUASI EKONOMI .....</b>	<b>69</b>
VI.1 Modal Investasi ( <i>Capital Investment</i> ) .....	69
VI.2 Biaya Produksi ( <i>Manufacturing Cost</i> ) .....	69
VI.3 Pengeluaran Umum ( <i>General Expenses</i> ) .....	69
VI.4 Penjualan dan Keuntungan ( <i>Sales and Profit</i> ).....	70
VI.5 Analisis Kelayakan .....	70
<b>BAB VII KESIMPULAN .....</b>	<b>72</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>73</b>

## DAFTAR TABEL

Tabel 1.1 Data Impor Aseton di Indonesia .....	2
Tabel 1.2 Data Kapasitas Pabrik Aseton di Dunia .....	3
Tabel 1.3 Harga pada Proses Cumene Hidroperoksida.....	9
Tabel 1.4 Harga pada Proses Oksidasi Isopropil Alkohol .....	9
Tabel 1.5 Harga pada Proses Dehidrogenasi Isopropil Alkohol .....	10
Tabel 1.6 Kriteria Penilaian Pemilihan Proses.....	10
Tabel 1.7 Data Kapasitas Panas ( $C_p f(T)$ dan Panas Pembentukan ( $\Delta H^\circ_{f 298}$ ).....	11
Tabel 1.8 Data Energi Gibbs 298 K .....	14
Tabel 3.1 Neraca Massa Vaporizer (V-01) .....	49
Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor (R-01).....	49
Tabel 3.3 Neraca Massa Condensor Partial (CDP-01).....	49
Tabel 3.4 Neraca Massa Menara Distilasi 1 (MD-01) .....	50
Tabel 3.5 Neraca Massa Condensor (CD-01) .....	50
Tabel 3.6 Neraca Massa Reboiler (RB-01).....	50
Tabel 3.7 Neraca Massa Menara Distilasi 2 (MD-02) .....	50
Tabel 3.8 Neraca Massa Condensor (CD-02) .....	51
Tabel 3.9 Neraca Massa Reboiler (RB-02).....	51
Tabel 3.10 Neraca Massa Total.....	51
Tabel 3.11 Neraca Energi Vaporizer (V-01).....	51
Tabel 3.12 Neraca Energi Reaktor (R-01) .....	52
Tabel 3.13 Neraca Energi Condensor Partial (CDP-01) .....	52
Tabel 3.14 Neraca Energi Menara Distilasi 1 (MD-01).....	52
Tabel 3.15 Neraca Energi Condensor (CD-01).....	53
Tabel 3.16 Neraca Energi Reboiler (RB-01).....	53
Tabel 3.17 Neraca Energi Menara Distilasi 2 (MD-02).....	53

Tabel 3.18 Neraca Energi Condensor (CD-02).....	54
Tabel 3.19 Neraca Energi Reboiler (RB-02).....	54
Tabel 5.1 Jadwal Kerja Karyawan <i>Shift</i> .....	66
Tabel 5.2 Jumlah Tenaga Kerja .....	67
Tabel 7.1 Analisa Kelayakan Ekonomi.....	72

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Data Impor Aseton di Indonesia.....	2
Gambar 2.1 Diagram Alir Kuantitatif .....	21
Gambar 2.2 Diagram Alir Kualitatif .....	22
Gambar 2.3 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:500).....	24
Gambar 2.4 Tata Letak Pabrik (Skala 1:2000).....	26
Gambar 4.1 Diagram Alir Penyediaan Air.....	58
Gambar 4.2 Diagram Alir Penyediaan Dowtherm Pemanas.....	59
Gambar 4.3. Diagram Alir Penyediaan Dowtherm Pendingin.....	60
Gambar 4.4. Diagram Alir Penyediaan Udara Tekan .....	61
Gambar 5.1 Struktur Organisasi.....	64
Gambar 6.1 BEP dan SDP .....	71

## INTISARI

*Pabrik Aseton dari Isopropil Alkohol akan dibangun di Kawasan Industri Cilegon, Banten dan beroperasi selama 330 hari dalam setahun, dengan proses produksi selama 24 jam dalam 1 hari. Pabrik Aseton dirancang dengan kapasitas 30.000 ton/tahun, menggunakan bahan baku Isopropil Alkohol yang diperoleh dari Shell Eastern Chemicals, Singapura. Perusahaan akan didirikan dengan badan hukum Perseroan Terbatas (PT), dengan jumlah karyawan 150 orang. Luas tanah yang diperlukan adalah 52.600 m<sup>2</sup>.*

*Proses pembuatan Aseton berlangsung melalui reaksi dehidrogenasi dalam Reaktor Fixed Bed Multitubular dengan katalis Cu-Pt dalam fase gas, yang beroperasi secara non-isothermal dan non-adiabatis dengan suhu umpan masuk 220°C dan didapat konversi sebesar 92,8%. Campuran hasil reaksi keluar reaktor kemudian didinginkan sampai mencapai titik embun sebelum masuk ke condensor partial (CDP-01). Sehingga condensable gas mengembun dalam condensor partial (CDP-01). Kemudian fase gas dan cair dipisahkan pada separator (SP-02). Hasil bawah SP-02 diumpankan ke Menara Distilasi 1 (MD-01) untuk memurnikan aseton hingga 99,2% sebagai produk. Hasil atas MD-01 kemudian disimpan pada tangki penyimpanan produk. Sedangkan hasil bawah MD-01 diumpankan ke Menara Distilasi 2 (MD-02) untuk memurnikan isopropil alkohol hingga 87,4%. Hasil atas MD-02 sebagian direcycle, dan sebagian dipurgung ke Unit Pengolahan Lanjut (UPL). Hasil bawah MD-02 dialirkan ke UPL.*

*Sarana dan prasarana pendukung proses yang digunakan meliputi kebutuhan air sebanyak 143.397,92 kg dan air make-up sebanyak 5.912,12 kg/jam yang disuplai dari PT. Krakatau Tirta Industri (KTI) Cilegon. Kebutuhan dowertherm A sebanyak 42.100 kg/tahun, daya listrik sebesar 220 kW disuplai dari PLN dengan cadangan 1 buah generator, udara tekan sebesar 48,4 m<sup>3</sup>/jam, dan bahan bakar sebanyak 4.742.040,79 L/tahun.*

*Hasil evaluasi ekonomi, nilai Capital Investment (Rp 263.799.457.467,19 + \$9.701.079,76); Manufacturing Cost (Rp 136.714.330.246,96 + \$32.946.986,97); dan General Expenses (Rp 20.998.137.127,74 + \$3.982.925,10). Analisis kelayakan menunjukkan nilai ROI sebelum pajak adalah 23,46% dan nilai ROI sesudah pajak adalah 22,76%. POT sebelum pajak adalah 2,99 tahun dan POT setelah pajak adalah 3,05 tahun. Nilai BEP adalah 41,43% dan nilai SDP adalah 16,98%. Suku bunga dalam DCFR selama 9 tahun rata-rata adalah 30,60%. Dengan demikian ditinjau dari segi teknis dan ekonomi, pabrik Aseton dengan kapasitas 30.000 ton/tahun layak dikaji lebih lanjut.*

*Kata Kunci: Aseton, Isopropil Alkohol, Reaktor Fixed Bed Multitubular*

## CATATAN SIDANG PENDADARAN

Waktu Pelaksanaan : Kamis, 13 Agustus 2020 Pukul 08.00 – 11.10

Nama : Rida Septiyansi

Sarah Catur Fitrisna Dewi

Dosen Pembimbing : Ir. Titik Mahargiani, M.T

Ir. Tunjung Wahyu Widayati, M.T

Dosen Penguji : Ir. Sri Wahyuni Santi R., M.T

Dr. Ir. Harso Pawignyo, M.T

### A. DAFTAR SARAN

1. Pada dasar Menara distilasi dan reboiler di PEFD diberikan batas cairannya.
2. Aliran masuk refluks seharusnya di atas plate paling atas.
3. Sebaiknya tidak perlu ada dermaga, karena di Kawasan Industri Cilegon memiliki dermaga yang digunakan untuk semua industri di Kawasan Industri Cilegon.
4. Sebaiknya pada layout alat dan layout pabrik diberi arah mata angin.
5. Pertimbangan kapasitas juga harus didasari oleh kebutuhan pabrik yang membutuhkan aseton.
6. Pada arus recycle dan arus fresh feed seharusnya dipasang ratio controller. Jadi, karena recycle dari MD-02 tidak tetap (karena suhunya bisa berubah-ubah), maka ratio controller ini berfungsi untuk membandingkan stream recycle dan stream freshfeed, yang mana final element control terletak pada stream freshfeed untuk menyuplai freshfeed yang dibutuhkan.
7. Pada separator harus ada mist extractor untuk mencegah cairan terbawa oleh uap.
8. Weir pada plate paling bawah harus tercelup ke cairan pada dasar Menara distilasi.



9. Untuk membunuh mikroorganisme pada air kebutuhan rumah tangga sebaiknya digunakan kaporit saja karena hampir sama juga dengan gas klorin.
10. Cooling tower pada diagram alir penyediaan air sebaiknya diberikan kisi di bagian kanan dan kiri.

## **B. DAFTAR PERTANYAAN**

1. Apa yang dimaksud dengan Refluks minimum? Kenapa yang digunakan bukan refluks minimum?

Jawab :

Refluks minimum adalah jumlah cairan paling sedikit yang dikembalikan ke Menara Distilasi agar terjadi kesetimbangan fasa. Jika yang digunakan refluks minimum, maka dibutuhkan plate tak hingga. Maka dari itu yang digunakan adalah refluks operasi.

2. Apa yang dimaksud dengan hi, ho, dan hio?

Jawab :

hi adalah perpindahan panas konveksi yang terjadi pada tube ataupun innerpipe, dan ho adalah perpindahan panas konveksi yang terjadi pada shell ataupun anulus, sedangkan hio adalah perpindahan panas konveksi yang terjadi antara tube/innerpipe dengan shell/anulus.

3. Apa yang dimaksud dengan Ud dan Uc?

Jawab :

Ud adalah koefisien perpindahan panas overall dengan mempertimbangkan adanya pengotor. Uc adalah koefisien perpindahan panas overall tanpa mempertimbangkan adanya pengotor (keadaan bersih).

4. Bagaimana mekanisme controller FC pada reboiler?

Jawab :

Flow transmitter mengirim informasi flow di keluaran uap Reboiler kepada Flow Controller untuk diolah datanya dan mengubah sinyal kemudian mengirim perintah pada instrument valve untuk melakukan aksi sebagai berikut:

- Jika flow kurang dari set point maka instrument valve melakukan aksi memperbesar bukaan valve pemanas agar suhunya naik dan uap yang dihasilkan mencapai set point
- Jika flow lebih dari set point maka instrument valve melakukan aksi memperkecil bukaan valve pemanas agar suhunya turun dan uap yang dihasilkan Kembali ke set point.

5. Apa yang dimaksud dengan air make up pada cooling tower?

Jawab :

Air make up adalah air yang diumpankan atau dimasukkan ke dalam cooling tower basin untuk menggantikan air yang hilang .

6. Bagaimana mekanisme kerja cooling tower?

Jawab :

Cooling tower berfungsi untuk menurunkan suhu air yang telah dipakai pada alat pendingin proses, dengan mengontakkan udara sebagai media pendingin. Cooling tower memiliki fan pada bagian atas untuk mengalirkan udara, sehingga udara dari lingkungan masuk Cooling Tower melewati kisi-kisi samping Cooling Tower. Sedangkan air yang akan didinginkan masuk melalui atas dalam bentuk spray melalui nozzle. Air dan udara berkontak dan terjadi transfer panas dan transfer massa. Air mengalami penurunan dari suhu  $47^{\circ}\text{C}$  sampai  $30^{\circ}\text{C}$ , sehingga air melepaskan panas.

7. Apa yang dimaksud dengan Twet dan Tdry?

Jawab :

Twet merupakan suhu bola basah adalah suhu kesetimbangan yang dicapai apabila sejumlah kecil cairan diuapkan dalam jumlah besar campuran gas yang tidak jenuh.

Tdry merupakan Suhu bola kering adalah suhu campuran uap dan gas yang diukur oleh termometer dalam campuran.

8. Apa yang dimaksud dengan kelembaban? Apa satuan dari kelembaban absolut?

Jawab :

Kelembaban adalah tingkat jumlah uap air yang terkandung di udara atau perbandingan antara massa uap air dengan massa udara kering.

Satuan dari kelembaban absolut adalah kg uap H<sub>2</sub>O/kg udara kering.

9. Reboiler pada Menara Distilasi yang digunakan apa? Kenapa yang digunakan reboiler parsial? Kenapa bukan reboiler total?

Jawab :

Reboiler yang digunakan di Menara Distilasi yaitu Reboiler Parsial karena yang diuapkan hanya sebagian saja. Fluida yang berubah menjadi uap dikembalikan ke Menara Distilasi untuk menjaga kesetimbangan fasa gas dan cair pada Menara Distilasi. Menggunakan reboiler parsial karena ingin menghasilkan produk (bottom) yang berfase cair. Jika tidak menginginkan produk (bottom) dapat digunakan reboiler total.

10. Apa kegunaan klorin untuk air kebutuhan rumah tangga?

Jawab :

Kegunaan klorin yaitu untuk membunuh mikroorganisme pada air, klorin yang digunakan hanya sedikit yaitu 0,5 ppm.

11. Bagaimana cara klorin membunuh mikroorganisme?

Jawab :

Klorin ditambahkan pada air menghasilkan reaksi



HOCl adalah asam lemah:

HOCl ini yang dapat merusak struktur sel organisme, dan menyebabkan mikroorganisme mati.

12. Apakah fungsi PI (pressure indicator) pada reaktor?

Jawab :

Untuk menunjukkan tekanan di dalam reaktor.

13. Kenapa umpan masuk Menara distilasi dalam kondisi cair jenuh?

Jawab :

Umpan masuk Menara distilasi pada kondisi cair jenuh agar apabila dikenai perubahan suhu ataupun tekanan, fluida segera menguap.

14. Bagaimana mekanisme yang terjadi pada setiap plate Menara distilasi?

Jawab :

Cairan dari atas Menara turun melalui downcomer kemudian menggenangi plate karena tertahan oleh weir. Sedangkan uap dari dasar Menara mengalir ke atas sehingga berkontak dengan cairan pada *perforated area* di setiap plate. Terjadi transfer massa antara uap dan cair. Komponen yang bertitik didih rendah pada cairan akan menguap dan mengalir bersama uap menuju puncak menara, sedangkan komponen yang memiliki titik didih tinggi pada uap akan mengembun dan terbawa oleh cairan.

15. Bagaimana cara menghitung daya pompa?

Jawab:

$$\text{BHP} = \frac{Q.H.\text{spgr}}{3960 e}$$

Dimana:

Q = kapasitas pompa (gpm)

H = Head Pompa (ft)

Spgr = *specific gravity*

e = efisiensi

16. Bagaimana cara menghitung kapasitas pompa?

Jawab:

Untuk pompa intermitten:

$$Q = \frac{\text{Volume Tangki Pembelian}}{\text{Waktu Pengosongan}}$$

Pompa kontinyu:

$$Q = \frac{\text{Laju Alir Massa } (\frac{\text{kg}}{\text{jam}})}{\text{Densitas Campuran}}$$

17. Bagaimana cara menghitung head pompa?

Jawab:

$$H = Hf + \frac{\Delta P}{\rho g} + \frac{\Delta v^2}{2g} + \Delta z$$

Dimana:

H = head pompa (ft)

$$H_F = \frac{f \cdot L \cdot v^2}{ID \cdot 2g} \text{ (ft)}$$

P = beda tekanan pada titik suction dan discharge

v = kecepatan linier fluida (m/s)

ID = diameter dalam pipa (m)

18. Pada persamaan head pompa karena faktor friksi, f itu apa?

Jawab :

$$H_F = \frac{f \cdot L \cdot v^2}{ID \cdot 2g}$$

f = factor friksi Darcy

didapat dari diagram Moody (White, F. M. Fluid Mechanics, page 370)

dengan menghubungkan Bilangan Reynold (Re) dan kekasaran relatif ( $\epsilon/ID$ ) pada aliran turbulen.

19. Pada persamaan head pompa karena factor friksi,  $v^2$  yang dipakai  $v$  (kecepatan aliran) sebelum pompa atau setelah pompa?

Jawab :

Kecepatan aliran setelah pompa, karena pipa pada sebelum pompa diameternya sama, sehingga kecepatannya kecil.

20. Apa pengertian  $L_e$ ? Bagaimana cara menghitung  $L_e$ ?

Jawab :

$L_e$  adalah panjang ekivalen pipa,  $L_e$  dipengaruhi oleh adanya sambungan-sambungan pipa dan valve sepanjang pipa, meliputi: Globe valve, elbow, standard tee, sudden contraction, sudden enlargement, swing check valve.

21. Kenapa pompa 1 (P-01) pada gambar ada titik-titiknya? Sedangkan P-02 tidak ada titik-titiknya?

Jawab :

Pompa 1 adalah pompa intermitten, yang digunakan sewaktu-waktu hanya jika dibutuhkan saja, misalnya saat pengisian tangki bahan baku dari tangki unit pembelian.

Sedangkan pompa 2 (P-02) merupakan pompa kontinyu yang terus bekerja saat proses produksi berlangsung.

22. Bagaimana cara menentukan konversi pada reaktor?

Jawab :

Melakukan simulasi pada scilab dengan menggunakan beberapa persamaan yang didapat dari neraca massa dan neraca panas:

$$\frac{dx_A}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot Nt \cdot \rho_{bulk} \cdot at}{F_{A0}}$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-(-r_A) \cdot \Delta H r_A \cdot \rho_{bulk} \cdot Nt \cdot at - Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot Cp_i}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{m_p C p_p}$$

$$\frac{dP}{dz} = -\frac{G}{\rho_g \cdot D_p \cdot g_c} \left( \frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \left[ \frac{150(1 - \varepsilon)\mu}{D_p} + 1.75G \right]$$

Sehingga didapat grafik hubungan antara konversi dan panjang tumpukan katalis dengan cara optimasi, yaitu dengan meninjau titik yang apabila pada panjang reaktor lebih panjang tidak terlalu memberi kenaikan konversi yang cukup signifikan, dengan membandingkan sudut antara konversi pada tumpukan katalis yang lebih rendah dengan konversi pada tumpukan katalis yang lebih tinggi.

Apabila sudah menentukan konversi yang optimum, maka dapat diketahui suhu fluida, suhu pemanas, dan tekanan sepanjang tumpukan katalis.

23. Bagaimana menentukan tinggi reboiler? Kenapa ketinggian cairan di reboiler harus sama dengan ketinggian cairan di dasar Menara?

Jawab :

Ketinggian reboiler diatur sedemikian rupa sehingga tinggi cairan dalam reboiler sama dengan ketinggian cairan pada dasar Menara distilasi. Hal ini bertujuan untuk mempertahankan cairan dalam reboiler agar tidak terjadi kekeringan dalam alat. Apabila ketinggian cairan pada dasar Menara distilasi lebih tinggi dari ketinggian cairan pada reboiler, fluida akan mengalir menuju reboiler. Hal ini didasari oleh prinsip bejana berhubungan:

$$P_1 = P_2$$

$$\rho \cdot g \cdot h_1 = \rho \cdot g \cdot h_2$$

$$h_1 = h_2$$

24. Kenapa menggunakan pemanas Dowtherm A? Kenapa tidak menggunakan steam?

Jawab :

Karena pemanas yang dibutuhkan pada suhu 380°C dan Dowtherm A fase cair stabil pada suhu sampai 400°C maka digunakan Dowtherm A. Jika

menggunakan steam dibutuhkan tekanan yang tinggi dan membutuhkan steam yang cukup banyak.

25. Apa kegunaan baffle pada reaktor?

Jawab :

Kegunaan baffle untuk memperlama waktu kontak agar perindahan panasnya lebih efektif.





---

## BAB I PENDAHULUAN

### I.1 Latar Belakang

Perkembangan industri di Indonesia pada saat ini mengalami peningkatan di segala bidang, terutama industri yang bersifat padat modal dan teknologi Indonesia diharapkan mampu bersaing dengan negara-negara maju lainnya. Peningkatan yang pesat baik secara kualitatif maupun kuantitatif juga terjadi dalam industri kimia. Salah satu bahan industri kimia yang sangat diperlukan dalam industri kimia adalah Aseton.

Aseton banyak dipakai pada industri selulosa asetat, cat, serat, plastik, karet, kosmetik, perekat, pernis, penyamakan kulit, pembuatan minyak pelumas, dan proses ekstraksi juga sebagai bahan baku pembuatan metil isobutil keton. Kebutuhan Aseton di Indonesia semakin lama semakin meningkat, tetapi sampai saat ini masih belum ada perusahaan di Indonesia yang memproduksinya. Untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri, Indonesia masih mendatangkan Aseton dari negara lain seperti: Amerika Serikat, Belanda, Cina, Korea, Jepang, Malaysia, dan Singapura.

Permasalahan ini harus segera diatasi, agar Indonesia tidak bergantung pada negara lain dalam pemenuhan kebutuhan dalam negerinya. Indonesia harus mulai membangun industri pembuatan aseton dalam negeri sehingga peningkatan kebutuhan aseton dalam negeri dapat berjalan seimbang dengan pertumbuhan industrinya, serta pengeluaran untuk impor dapat dikurangi atau bahkan tidak diperlukan lagi. Adanya industri aseton dalam negeri dapat dimanfaatkan sebagai peluang emas untuk menambah devisa negara yaitu dengan mengekspor hasil produksi dan dapat membuka lapangan kerja baru bagi bangsa Indonesia.

Dengan didirikannya pabrik aseton ini diharapkan akan membawa dampak positif, antara lain:

1. Dapat mengurangi impor aseton yang berarti menghemat devisa negara.



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

2. Dapat membuka lapangan pekerjaan baru, sehingga dapat mengurangi tingkat pengangguran.
3. Serta dapat meningkatkan pertumbuhan ekonomi.

## I.2 Prospek Pasar

Prospek pasar merupakan suatu perkiraan bagaimana kondisi pasar di masa depan serta tingkat keuntungan yang akan didapatkan jika kita terjun dan masuk ke dalam pasar tersebut. Adapun prospek pasar meliputi, data impor, data ekspor dan sasaran pasar.

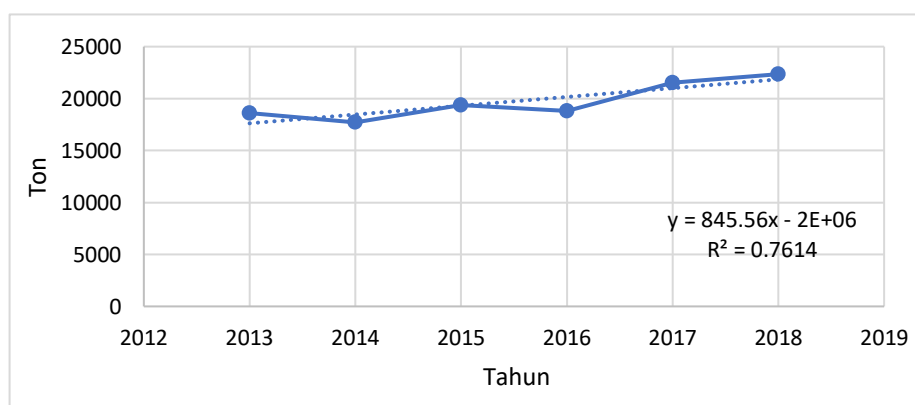
### 1. Data Ekspor-Impor

Menurut data yang diperoleh dari Badan Pusat Statistik (BPS), kebutuhan aseton di Indonesia selalu meningkat dari tahun per tahun. Berikut merupakan data impor aseton beberapa tahun terakhir.

Tabel 1.1 Data Impor Aseton di Indonesia

No	Tahun	Jumlah (Ton)
1	2013	18611,707
2	2014	17711,076
3	2015	19394,49
4	2016	18807,346
5	2017	21538,755
6	2018	22351,473

(Sumber: Badan Pusat Statistik)



Gambar 1.1 Data Impor Aseton di Indonesia



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Berdasarkan grafik tersebut, kebutuhan aseton di Indonesia semakin lama semakin meningkat, maka dari itu dibutuhkan produksi aseton di Indonesia untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.

Dari data impor tersebut, dapat diperoleh persamaan yang mengikuti persamaan garis lurus, yaitu:

$$y = 845,56 x - 1,7E06$$

Dimana  $y$  = Kebutuhan Aseton

$x$  = Tahun

Sehingga, berdasarkan hasil perhitungan menggunakan persamaan garis tersebut, prediksi kebutuhan Aseton di Indonesia pada tahun 2024 mendatang sebesar 26.923,09 ton/tahun.

Pabrik Aseton yang sudah berdiri di berbagai negara dengan kapasitas produksi disajikan pada tabel berikut:

Tabel 1.2 Data Kapasitas Pabrik Aseton di Dunia

No.	Nama Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton)
1.	Georgia Gulf	Pasadena, Texas	44.000
2.	Texaco	El Dorado, Kan	30.000
3.	Arco Chemical Co.	Bayport, TX	28.123
4.	BTL, Specialty Resins Corp.	Blue Island, IL	24.040
5.	JLM Industries	Blue Island, IL	26.000

Berdasarkan persamaan, pabrik aseton direncanakan akan beroperasi dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun. Hal ini diharapkan dapat memenuhi kebutuhan pasar dalam negeri maupun luar negeri untuk 5 tahun yang akan datang. Selain itu dapat mendorong berkembangnya industri kimia yang menggunakan bahan baku Aseton, serta dapat memperluas lapangan pekerjaan.

## 2. Sasaran Pasar

Pemasaran aseton dapat dilakukan di pabrik-pabrik yang menggunakan bahan aseton, seperti:



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

- Pabrik-pabrik yang menggunakan aseton sebagai *reaction intermediate* untuk produksi komponen-komponen lain.
- Industri *coating*, *thinner*, cairan pembersih, *acrylic*, *nitrocellulose*, dan industri cat yang menggunakan aseton sebagai *direct solvent*.
- Pabrik – pabrik yang menggunakan aseton untuk komponen – komponen antioksidan, herbisida, keton yang lebih tinggi, dan vitamin *intermediate*.

### I.3 Lokasi Pabrik

Lokasi pabrik sangat berpengaruh terhadap keberadaan suatu proyek industri baik dari segi komersial maupun kemungkinan pengembangan di masa mendatang. Pabrik Aseton ini rencana akan didirikan di Kawasan Industri Cilegon, Cilegon.

Pemilihan lokasi ini didasarkan pada pertimbangan-pertimbangan berikut:

#### 1. Faktor Primer

##### a. Ketersediaan Bahan Baku

Penyediaan bahan baku merupakan hal yang paling penting dalam mengoperasikan pabrik, karena pabrik beroperasi atau tidak sangat tergantung pada persediaan bahan baku atau pelabuhan tempat masuknya barang. Bahan baku yang digunakan dalam pembuatan Aseton yaitu Isopropil Alkohol yang diimpor dari Shell Eastern Chemicals, Singapura. Oleh karena itu, dipilih lokasi yang dekat dengan sarana transportasi yaitu Pelabuhan Merak, Banten.

##### b. Pemasaran

Prospek pasar menjadi sangat penting karena untung ruginya suatu pabrik sangat tergantung pada pemasaran produknya, sehingga lokasi pabrik harus didirikan di daerah yang cerah prospek pemasarannya. Sebagian besar produk Aseton banyak dibutuhkan oleh industri cat, vernish, selulosa, karet, polimer, dan kosmetik. Oleh karena itu, sangat menguntungkan bila pabrik Aseton ini



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

didirikan di lokasi yang berdekatan dengan industri-industri tersebut.

c. Sarana Transportasi

Sasaran pemasaran sebagian besar adalah untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri dan sebagian sisa lainnya untuk diekspor. Untuk itu lokasi pabrik harus berdekatan dengan sarana perhubungan laut dan darat. Fasilitas jalan dan pelabuhan di Merak mendukung sekali untuk kepentingan tersebut, yaitu dengan adanya jalan antar provinsi kelas 1, bahkan jalan tol. Dan juga pelabuhan yang ada sudah banyak disinggahi kapal-kapal besar.

d. Utilitas

Untuk kelancaran operasi pabrik, perlu diperhatikan sarana-sarana pendukung seperti air, listrik, bahan bakar, dan lain-lain agar proses produksi dapat berjalan dengan baik. Penyediaan tenaga listrik diperoleh dari PLN dan generator set sebagai cadangan. Penyediaan air diperoleh dari PT. Krakatau Tirta Industri (KTI) Cilegon.

e. Tenaga Kerja dan Tenaga Ahli

Untuk tenaga kerja berkualitas dan berpotensi dapat dipenuhi dari alumni Universitas seluruh Indonesia, melalui kerja sama dengan Universitas se-Indonesia, baik lembaga pemerintah maupun swasta atau bahkan dari luar negeri. Sedangkan untuk tenaga kerja dapat dipenuhi dari daerah Cilegon dan sekitarnya. Tenaga kerja mutlak diperlukan untuk menjalankan mesin-mesin produksi. Pendirian pabrik diharapkan dapat menyerap tenaga kerja dan mengurangi pengangguran.

2. Faktor Sekunder

a. Perluasan Area Pabrik

Dengan melihat perkembangan kebutuhan masa mendatang yang terus meningkat, maka perlu dipertimbangkan faktor perluasan pabrik. Merak merupakan suatu kawasan industri yang telah memenuhi faktor kelayakan baik mengenai iklim, sosial dan



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

karakteristik lingkungan. Sehingga tidak menghambat pendirian dan kelangsungan operasional dari pabrik.

b. Karakteristik Lokasi

Karakteristik lokasi menyangkut iklim di daerah tersebut, yang tidak rawan terjadinya banjir, serta kondisi sosial masyarakatnya. Dalam hal ini Merak bisa digunakan sebagai lokasi pendirian pabrik Aseton.

c. Kebijakan Pemerintah

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

d. Kemasyarakatan

Dengan masyarakat yang akomodatif terhadap perkembangan industri dan tersedianya fasilitas umum untuk hidup bermasyarakat, maka lokasi di Merak dirasa tepat. Dari pertimbangan faktor-faktor di atas, maka dipilih daerah Merak, Cilegon sebagai pendirian pabrik Aseton.

## I.4 Tinjauan Pustaka

### a. Tinjauan Berbagai Proses

Ada beberapa macam proses pembuatan Aseton secara komersial, antara lain:

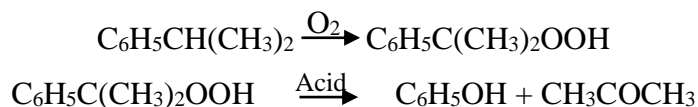
1. Proses *Cumene Hidroperoksida*

Mula-mula *cumene dioksidasi* menjadi *cumene hidroperoksida* dengan udara atmosfer atau udara yang kaya oksigen dalam satu atau beberapa oksidasinya. Temperatur yang digunakan adalah antara 80-130°C dengan 6 atm, serta dengan penambahan  $\text{Na}_2\text{CO}_3$ . Pada



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

umumnya proses oksidasi ini dijalankan dalam 3 atau 4 reaktor yang dipasang seri. Reaksi:



Hasil dari oksidasi pada reaktor pertama mengandung 9-12% *cumene hidropersida*, 15-20% pada reaktor kedua, 24-29% pada reaktor ketiga, dan 32-39% pada reaktor selanjutnya. Kemudian produk reaktor keempat dievaporasikan sampai konsentrasi *cumene hidropersida* menjadi 75-85%.

Kemudian dengan penambahan asam akan terjadi reaksi pembelahan *cumene hidropersida* menjadi suatu campuran yang terdiri dari Fenol, Aseton dan berbagai produk lain seperti *cumilfenol*, *asetofenon*, *dimetil fenilkarbinol*, *α-metilstirene*, dan hidroksi aseton. Campuran ini kemudian dinetralkan dengan penambahan sodium fenoksida atau basa lain atau dengan ion *exchanger* yang lain.

Kemudian campuran dipisahkan dan *crude* aseton diperoleh dengan cara distilasi. Untuk mendapatkan kemurnian yang diinginkan perlu dilakukan penambahan satu atau kolom distilasi. Jika digunakan dua kolom, kolom pertama untuk memisahkan impuritas seperti *asetaldehid* atau *propionaldehid*. Sedangkan kolom kedua berfungsi untuk memisahkan fraksi-fraksi berat yang sebagian besar terdiri dari air. Aseton diperoleh sebagai hasil atas menara kedua.

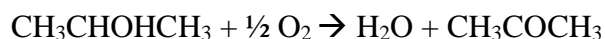
(Kirk dan Othmer, 1983)

## 2. Proses Oksidasi Isopropil Alkohol

Pada pembuatan Aseton dengan proses ini, Isopropil Alkohol dicampur dengan udara dan digunakan sebagai umpan reaktor yang beroperasi pada suhu 200-800°C dan tekanan 10 atm. Reaksi dapat berjalan dengan baik menggunakan katalis seperti yang digunakan pada proses dehidrogenasi Isopropil Alkohol. Reaksi:



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



Reaksi ini sangat eksotermis (43 kkal/mol) pada 25°C dan untuk itu diperlukan pengontrolan suhu yang sangat cermat untuk mencegah turunnya yield yang dihasilkan. Untuk mendapatkan konversi yang baik reaktor dirancang agar hasil dapat langsung diinginkan. Proses jarang digunakan bila dibanding dengan proses dehidrogenasi.

(Kirk dan Othmer, 1983)

### 3. Proses Dehidrogenasi Isopropil Alkohol

Proses lain yang sangat penting untuk memproduksi Aseton adalah dehidrogenasi katalitik dimana reaksinya adalah endotermis. Reaksi:



Pada proses ini Isopropil Alkohol diuapkan dengan vaporizer dan dipanaskan dalam HE dengan menggunakan steam kemudian dimasukkan ke dalam multi turbular fixed bed reactor. Ada sejumlah katalis yang dapat digunakan dalam proses ini yaitu kombinasi zinc oksida - zirkonium oksida, kombinasi tembaga-kromium oksida, tembaga, silikon dioksida. Kondisi operasi reaktor ini adalah 1.5-3 atm dan suhu 200°C-400°C. Dengan proses ini konversi dapat mencapai 75-98% dan yield dapat mencapai 85-90%. Gas panas keluar dari reaktor yang terdiri dari Isopropil Alkohol, Aseton, dan Hidrogen dilewatkan scrubber, untuk dipisahkan antara gas insoluble (H<sub>2</sub>) dengan Aseton, Isopropil Alkohol, dan air. Hasil dari scrubber ini didistilasi, Aseton diambil sebagai hasil atas sedangkan campuran Isopropil Alkohol dan air sebagai hasil bawah. Hasil bawah ini didistilasi lagi untuk recovery Isopropil Alkohol yang diambil sebagai hasil atas yang kemudian di *recycle* ke reaktor.

(Kirk dan Othmer,1983)





SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

a. Pemilihan Proses

1. Aspek Ekonomi

Untuk menghitung Ekonomi Potensial (EP) dapat menggunakan persamaan berikut:

$$EP = (\text{Harga Produk} \times \text{BM}) - (\text{Harga Reaktan} \times \text{BM}) \quad (1)$$

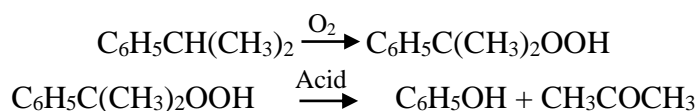
a) Proses *Cumene Hidroperoksida*

Tabel 1.3 Harga pada Proses *Cumene Hidroperoksida*

Senyawa	BM (kg/kmol)	Harga (US \$/kg)
Cumene (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> CH(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> )	120,1916	15
Cumene Hydroperoxide (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> C(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> OOH)	152,1904	4
Phenol (C <sub>6</sub> H <sub>5</sub> OH)	94,1112	55
Aseton (C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O)	58,0791	5

(www.alibaba.com, 2019)

Reaksi:



$$\begin{aligned} EP &= [(5 \times 58,0791) + (55 \times 94,1112)] - [(4 \times 152,1904) + (15 \times \\ &120,1916)] \\ &= \text{US\$ } 3054,8759/\text{kg} \end{aligned}$$

b) Proses Oksidasi Isopropil Alkohol

Tabel 1.4 Harga pada Proses Oksidasi Isopropil Alkohol

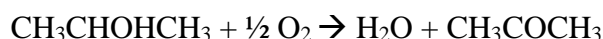
Senyawa	BM (kg/kmol)	Harga (US \$/kg)
Isopropil Alkohol (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O)	60,095	1,25
Oksigen (O <sub>2</sub> )	32	45,98
Aseton (C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O)	58,0791	5
Air (H <sub>2</sub> O)	18	0,05

(www.alibaba.com, 2019)



SKRIPSI  
 PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
 ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
 KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Reaksi:



$$\begin{aligned} \text{EP} &= [(0,05 \times 18) + (5 \times 58,0791)] - [(1,25 \times 60,095) + (45,98 \times \\ & 32)] \\ &= - \text{US\$ } 519,50325/\text{kg} \end{aligned}$$

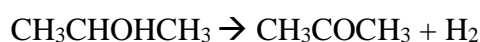
c) Proses Dehidrogenasi Isopropil Alkohol

Tabel 1.5 Harga pada Proses Dehidrogenasi Isopropil Alkohol

Senyawa	BM (kg/kmol)	Harga (US \$/kg)
Isopropil Alkohol (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O)	60,095	1,25
Aseton (C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O)	58,0791	5
Hidrogen (H <sub>2</sub> )	2	3,5

(www.alibaba.com, 2019)

Reaksi:



$$\begin{aligned} \text{EP} &= [(3,5 \times 2) + (5 \times 58,0791)] - [(1,25 \times 60,095)] \\ &= \text{US\$ } 222,27675/\text{kg} \end{aligned}$$

2. Aspek Teknis

Tabel 1.6 Kriteria Penilaian Pemilihan Proses

Kriteria Penilaian	<i>Cumene Hidroperoksida</i>	Oksidasi Isopropil Alkohol	Dehidrogenasi Isopropil Alkohol
Bahan Baku	Cumene**	Isopropil Alkohol***	Isopropil Alkohol***
Fase	Cair-Cair***	Cair-Cair***	Gas-Gas***
Reaksi	Irreversible***	Irreversible***	Irreversible***
Temperatur	80-130°C***	200-800°C*	200-400°C**
Tekanan	6 atm**	10 atm*	1,5-3 atm***
Katalis	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub> ***	Cu <sub>2</sub> O**	Cu-Pt***
Konversi	75-85 %**	-*	75-98%***



SKRIPSI  
 PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
 ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
 KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Produk Samping	Phenol**	H <sub>2</sub> O***	H <sub>2</sub> **
EP	3054.8759***	-519.50325	222.27675**
Total (*)	23	18	24

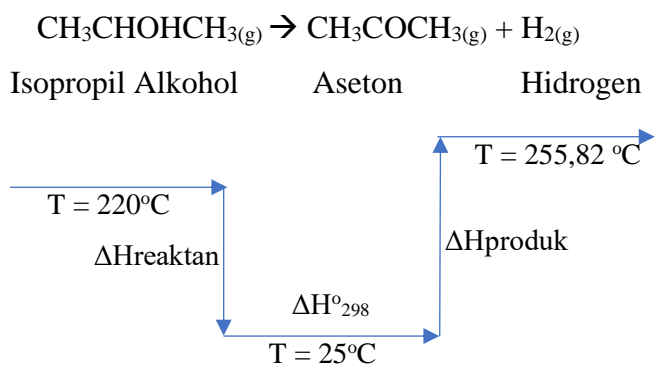
Keterangan : \* : Kurang  
 \*\* : Cukup  
 \*\*\* : Baik

Berdasarkan tinjauan potensial ekonomi dan teknis di atas, maka proses yang dipilih adalah proses dehidrogenasi isopropil alkohol, dikarenakan proses tersebut memiliki nilai potensial ekonomi yang menguntungkan serta proses yang sederhana.

**b. Tinjauan Termodinamika**

Tinjauan secara termodinamika bertujuan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis atau endotermis) dan untuk mengetahui reaksi dapat berlangsung atau tidak.

Reaksi:



1) Menghitung Panas Reaksi

Tabel 1.7 Data Kapasitas Panas (C<sub>p</sub> f(T)) dan Panas Pembentukan (ΔH<sup>o</sup><sub>f 298</sub>)

Komponen	C <sub>p</sub> = A+BT+CT <sup>2</sup> +DT <sup>3</sup> +ET <sup>4</sup>					ΔH <sup>o</sup> <sub>f</sub> 298 K (kJ/mol)
	A	B	C	D	E	



SKRIPSI  
 PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
 ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
 KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	25,535	2,1203 e-01	5,3492 e-05	-1,4727 e-07	4,9060 e-11	-272,59
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	35,918	9,3896 e-02	1,8730 e-04	-2,1643 e-07	6,3174 e-11	-217,57
H <sub>2</sub>	25,399	2,0178 e-02	-3,8549 e-05	3,1880 e-08	-8,7585 e-12	0

(Yaws, 1999)

Untuk mengetahui sifat reaksi, dapat dilakukan dengan menghitung entalpi reaksi total, yaitu:

$$\Delta H_{\text{total}} = \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{298}^{\circ} + \Delta H_{\text{produk}} \quad (2)$$

Mencari  $\Delta H_{\text{total}}$ :

$$\begin{aligned} \Delta H_{298}^{\circ} &= \Delta H_f^{\circ} \text{ produk} - \Delta H_f^{\circ} \text{ reaktan} \\ &= \{(n \times \Delta H_f^{\circ} \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}) + (n \times \Delta H_f^{\circ} \text{ H}_2)\} - \{(n \times \Delta H_f^{\circ} \text{ C}_3\text{H}_8\text{O})\} \\ &= \{(1 \times (-217,57)) + (1 \times 0)\} - \{(1 \times (-272,59))\} \\ &= 55,02 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{produk}} &= \int_{298}^{528,97} (\text{Cp C}_3\text{H}_6\text{O} + \text{Cp H}_2) \text{ dT} \\ &= \int_{298}^{528,97} \{(35,918 + 9,3896 \cdot 10^{-2}T + 1,8730 \cdot 10^{-4}T^2 - 2,1643 \cdot 10^{-7}T^3 + 6,3174 \cdot 10^{-11}T^4) + (25,399 + 2,0178 \cdot 10^{-2}T - 3,8549 \cdot 10^{-5}T^2 - 3,1880 \cdot 10^{-8}T^3 - 8,7585 \cdot 10^{-12}T^4)\} \text{ dT} \\ &= \int_{298}^{528,97} (61,317 + 1,1407 \cdot 10^{-1}T + 1,4875 \cdot 10^{-4}T^2 - 1,8455 \cdot 10^{-7}T^3 + 5,4416 \cdot 10^{-11}T^4) \text{ dT} \\ &= 61,317 T + \frac{1,1407 \cdot 10^{-1}T^2}{2} + \frac{1,4875 \cdot 10^{-4}T^3}{3} - \frac{1,8455 \cdot 10^{-7}T^4}{4} + \frac{5,4416 \cdot 10^{-11}T^5}{5} \Big|_{298}^{528,97} \end{aligned}$$



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

$$\begin{aligned} &= 61,317 (528,97 - 298) + \frac{1,1407 \cdot 10^{-1} T^2}{2} (528,97^2 - \\ &298^2) + \frac{1,4875 \cdot 10^{-4}}{3} (528,97^3 - 298^3) - \\ &\frac{1,8455 \cdot 10^{-7}}{4} (528,97^4 - 298^4) + \\ &\frac{5,4416 \cdot 10^{-11}}{5} (528,97^5 - 298^5) \\ &= 1,4162 \cdot 10^4 + 1,0894 \cdot 10^4 + 6,0268 \cdot 10^3 - \\ &3,2484 \cdot 10^3 + 4,2515 \cdot 10^2 \\ &= 2,8260 \cdot 10^4 \text{ J/mol} = 28,260 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_{\text{reaktan}} &= \int_{493,15}^{298} (C_p \text{ C}_3\text{H}_8\text{O}) \text{ dT} \\ &= \int_{493,15}^{298} \{ (25,535 + 2,1203 \cdot 10^{-1} T + \\ &5,3492 \cdot 10^{-5} T^2 - 1,4727 \cdot 10^{-7} T^3 + \\ &4,9060 \cdot 10^{-11} T^4) \text{ dT} \} \\ &= 25,535 T + \frac{2,1203 \cdot 10^{-1} T^2}{2} + \frac{5,3492 \cdot 10^{-5} T^3}{3} - \\ &\frac{1,4727 \cdot 10^{-7} T^4}{4} + \frac{4,9060 \cdot 10^{-11} T^5}{5} \Big|_{493,15}^{298} \\ &= 25,535 (298 - 493,15) + \frac{2,1203 \cdot 10^{-1} T^2}{2} (298^2 - \\ &493,15^2) + \frac{5,3492 \cdot 10^{-5}}{3} (298^3 - 493,15^3) - \\ &\frac{1,4727 \cdot 10^{-7}}{4} (298^4 - 493,15^4) + \frac{4,9060 \cdot 10^{-11}}{5} (298^5 - \\ &493,15^5) \\ &= -4,9832 \cdot 10^4 - 1,6368 \cdot 10^4 - 1,6666 \cdot 10^3 + \\ &1,8872 \cdot 10^3 - 2,6313 \cdot 10^2 \\ &= -2,1394 \cdot 10^4 \text{ J/mol} = -21,394 \text{ kJ/mol} \\ \Delta H_{\text{total}} &= \Delta H_{\text{reaktan}} + \Delta H_{298}^{\circ} + \Delta H_{\text{produk}} \\ &= \{ (-21,394) + 55,02 + 28,260 \} \\ &= 61,8867 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Reaksi pembentukan aseton dari isopropil alkohol merupakan reaksi endotermis, karena nilai  $\Delta H_{\text{total}}$  bernilai positif.

## 2) Menghitung energi Gibbs



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Tabel 1.8 Data Energi Gibbs 298 K

Komponen	$\Delta G_f^{o_{298}}$ (kJ/mol)
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	-173,59
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	-153,05
H <sub>2</sub>	0

(Yaws, 1999)

$$\Delta G^o = -RT \ln K \quad (3)$$

$$\ln K = \frac{\Delta G^o}{-RT} \quad (4)$$

$$R = 8,314 \times 10^{-3} \text{ kJ/mol K}$$

$$\begin{aligned} \Delta G^o_{298} &= \Delta G^o_{\text{produk}} - \Delta G^o_{\text{reaktan}} \\ &= \{(n \times \Delta G_f^{o_{298}} \text{ C}_3\text{H}_6\text{O}) + (n \times \Delta G_f^{o_{298}} \text{ H}_2)\} - \{(n \times \Delta G_f^{o_{298}} \text{ C}_3\text{H}_8\text{O})\} \\ &= \{(1 \times (-153,05)) + (1 \times 0)\} - \{(1 \times (-173,59))\} \\ &= 20,54 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

$$\ln K_0 = \frac{\Delta G^o}{-RT}$$

$$\begin{aligned} \ln K_0 &= \frac{20,54 \frac{\text{kJ}}{\text{mol}}}{\left(-8,314 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}}\right) \times (298 \text{ K})} \\ &= -8,29037 \end{aligned}$$

Nilai K pada suhu 255,82°C atau 528,97 K

Dari persamaan (4) kita dapat menurunkan konstanta kesetimbangan sebagai fungsi dari temperatur. Jika temperatur berubah dari T<sub>1</sub> ke T<sub>2</sub> maka konstanta kesetimbangan berubah dari K<sub>1</sub> ke K<sub>2</sub>.

$$d \ln K = -\frac{1}{R} \frac{d}{dt} \left( \frac{\Delta G^o}{T} \right) dT \quad (5)$$

dengan mengambil definisi dari persamaan Gibbs-Helmholtz:

$$\left( \frac{\partial}{\partial T} \frac{\Delta G^o}{T} \right)_p = \frac{-\Delta H^o}{R} \quad (6)$$

Maka,

$$d \ln K = -\frac{1}{R} \left( \frac{-\Delta H^o}{T^2} \right) dT \quad (7)$$

persamaan dapat juga dinyatakan sebagai berikut:



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

$$\frac{d \ln K}{d\left(\frac{1}{T}\right)} = -\frac{-\Delta H^{\circ}}{T^2} \quad (8)$$

Konstanta kesetimbangan reaksi berubah seiring perubahan temperatur:

$$\int_{\ln K_0}^{\ln K} d \ln K = \frac{1}{R} \int_{1/T_1}^{1/T_2} \Delta H^{\circ} d\left(\frac{1}{T}\right) \quad (9)$$

$$\ln K - \ln K_0 = -\frac{\Delta H^{\circ}}{R} \left(\frac{1}{T_2} - \frac{1}{T_1}\right) \quad (10)$$

$$\ln \frac{K}{K_0} = -\frac{55,02 \text{ kJ/mol}}{8,314 \times 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}}} \left(\frac{1}{528,97} - \frac{1}{298}\right) K$$

$$\ln K - \ln K_0 = 9,6966$$

$$\ln K = 9,6966 + \ln K_0$$

$$\ln K = 9,6966 + (-8,29037)$$

$$\ln K = 1,4062$$

$$K = 4,0806$$

Karena harga  $K = k_1/k_2$  besar, berarti 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).

$$\begin{aligned} \Delta G_{528,97} &= -RT \ln K \\ &= -\left(8,314 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kJ}}{\text{mol.K}}\right) \times (528,97 \text{ K}) \times (1,4062) \\ &= -6,1845 \text{ kJ/mol} \end{aligned}$$

Dari perhitungan diatas diperoleh  $\Delta G_{528,97}$  bernilai negatif yang berarti reaksi berlangsung spontan.

### c. Tinjauan Kinetika



Diperoleh dari jurnal, R.M. Rioux, M.A., 2005 Vannice "Dehydrogenation of Isopropyl Alcohol on Carbon-Supported Pt and Cu-Pt Catalysts", Department of Chemical Engineering, Pennsylvania State University, University Park, PA 16802, USA. Reaksi



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Dehidrogenasi Isopropil Alkohol termasuk reaksi orde satu yang bersifat endotermik. Persamaan laju reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$$r_{\text{Ace}} = \frac{k K_{\text{IPA}} P_{\text{IPA}}}{(1 + K_{\text{IPA}} P_{\text{IPA}} + K_{\text{H}_2}^{1/2} P_{\text{H}_2}^{1/2} + K_{\text{Ace}} P_{\text{Ace}})^2},$$

$$\text{Dengan: } k = 2,92 \mu\text{mol/s.g} = 2,92 \frac{\mu\text{mol}}{\text{s.g}} \times \frac{1 \text{ kmol}}{10^9 \mu\text{mol}} \times \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}}$$
$$= 0,010512 \text{ kmol/kg.jam}$$

$$K_{\text{IPA}} = 6,92/\text{atm}$$

$$K_{\text{H}_2} = 0,07/\text{atm}$$

$$K_{\text{ACE}} = 2,96/\text{atm}$$

$$P_{\text{IPA}} = \text{Tekanan Parsial Isopropil Alkohol [atm]}$$

$$P_{\text{H}_2} = \text{Tekanan Parsial Hidrogen [atm]}$$

$$P_{\text{ACE}} = \text{Tekanan Parsial Aseton [atm]}$$

$$r_{\text{ACE}} = \text{Laju reaksi Aseton [kmol/kg.jam]}$$

#### d. Pemilihan Reaktor

Jenis proses : Reaktor non-isothermal non-adiabatik

Tipe reactor : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

Jenis reaktor yang dipilih adalah Reaktor *Fixed Bed Multitube* karena suhu pada saat reaksi sangat tinggi dan untuk menjaga pemanasan reaktor agar tetap bereaksi maksimal dilengkapi dengan pemanas *dowtherm* karena reaksi proses bersifat endotermis.





## BAB II PROSES PRODUKSI

### II.1 Proses Pendahuluan

#### 1. Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

##### a. Bahan Baku

###### Isopropil Alkohol

- Rumus Molekul :  $(\text{CH}_3)_2\text{CH}_2\text{O}$
- Densitas @20°C (kg/L) : 0,785
- Berat Molekul : 60 g/mol
- Vapor Pressure @50°C : 24 kPa
- Viscosity @20°C : 2,43 mPa.s
- Specific Heat @20°C : 2,56 kJ/kg/°C
- Thermal Conductivity @20°C : 0,14 W/m/°C
- Boiling Point : 80,3 °C
- Purity : 87.4 % m/m (Isopropyl Alcohol  
87,4% and Water 12,6%)

(Shell Chemicals)

##### b. Bahan Pembantu

###### *Cu-Pt Catalyst*

- Rumus Molekul : 94% Cu - 6% Pt
- Wujud : Butiran (padat)
- Densitas : 9671,8 kg/m<sup>3</sup>
- Diameter : 0,007 m
- Porositas : 0,5

##### c. Produk Utama

###### Aseton

- Rumus molekul :  $\text{CH}_3\text{COCH}_3$
- Berat molekul, g/gmol : 58,08
- Kenampakan : Cairan tak berwarna



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

- Titik didih, °C : 56,29
- Titik beku, °C : -94,6
- Viskositas (20°C), mPa.s : 0,32
- Specific Gravity (20°C) : 0,783

(Kirk & Othmer, 1983)

d. Produk Samping

Hidrogen

- Rumus molekul : H<sub>2</sub>
- Kenampakan : Gas tak berwarna
- Titik didih, °C : -252,87
- Titik lebur, °C : -252,76

(Kirk & Othmer, 1983)

## 2. Proses Pembuatan Produk

a. Persiapan Bahan Baku

Isopropil alkohol dari tangki penyimpanan (T-01; T-02; T-03) dicampur dengan isopropil alkohol hasil *recycle*. Kemudian dialirkan melalui pipa menuju vaporizer (V-01) sehingga 80% cairan menguap. Hasil keluar vaporizer (V-01) masuk separator 1 (SP-01) untuk dipisahkan antara gas dan cairnya. Hasil bawah dari separator (SP-01) *direcycle* kembali ke vaporizer (V-01). Sedangkan hasil atas separator (SP-01) berupa uap umpan reaktor dipanaskan pada heat exchanger (HE-01) dengan memanfaatkan panas dari campuran gas keluar reaktor. Karena suhu umpan belum memenuhi suhu reaksi yaitu 220°C, umpan reaktor dipanaskan pada heater (H-01) sebelum diumpankan ke reaktor (R-01).

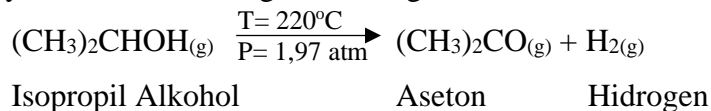
b. Tahap Reaksi

Umpan masuk menuju reaktor *fixed bed* multitubular (R-01) yang berisi katalis padat Cu-Pt. Reaksi berlangsung pada suhu 220°C dan tekanan 1,9739. Reaksi yang berlangsung merupakan reaksi endotermis, sehingga membutuhkan panas untuk menjaga suhu reaksi. Media pemanas yang digunakan yaitu dowerm A cair bersuhu 380°C, pemanas disuplai dari



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

furnace utilitas (F-01) yang dialirkan ke dalam *shell* reaktor. Reaksi yang terjadi yaitu reaksi dehidrogenasi sebagai berikut:



c. Tahap Pemisahan

Produk keluar reaktor (R-01) yang berupa campuran gas aseton, air, isopropil alkohol sisa, dan hidrogen dimanfaatkan untuk memanaskan umpan reaktor pada heat exchanger (HE-01). Sehingga suhu umpan reaktor naik, sedangkan suhu campuran keluar reaktor menurun. Adanya integrasi panas ini bertujuan untuk menurunkan beban panas pada alat selanjutnya. Kemudian untuk mencapai suhu embun, gas keluaran reaktor didinginkan pada cooler 1 (CL-01). Kemudian dialirkan menuju kondensor parsial (CDP-01) untuk mengembunkan gas yang *condensable*. Sehingga gas yang *condensable* dan *non-condensable* dapat terpisah pada separator 2 (SP-02). Hasil atas separator 2 (SP-02) yaitu campuran gas yang didominasi gas hidrogen (H<sub>2</sub>). Sedangkan hasil bawah separator 2 (SP-02) berupa campuran aseton, isopropil alkohol, dan air diumpankan menuju menara distilasi 1 (MD-01) untuk memurnikan aseton sebagai produk.

Hasil atas menara distilasi (MD-01) berupa uap aseton dengan kemurnian 99,2% diembunkan pada kondensor 1 (CD-01) dengan media pendingin air. Hasil distilat ini ditampung pada tangki akumulator (ACC-01) yang selanjutnya *displit* menjadi dua arus, satu arus sebagai *reflux* yang diumpankan kembali menuju bagian atas menara distilasi 1 (MD-01), sedangkan arus lain dialirkan keluar sebagai produk. Produk berupa aseton didinginkan dengan media pendingin air pada cooler (CL-02). Hasil pendinginan tersebut dialirkan menuju tangki penyimpanan (T-04; T-05; T-06)) sebagai produk.

Hasil bawah menara distilasi 1 (MD-01) berupa campuran isopropil alkohol dan air serta sedikit aseton diumpankan ke menara distilasi 2 (MD-02). Hasil atas menara distilasi (MD-02) berupa isopropil alkohol 84,7% yang sebagian di-*recycle* kemudian dicampur dengan umpan segar isopropil



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

alkohol, dan sebagian lagi di-*purging* ke Unit Pengolahan Limbah (UPL), perbandingan *recycle:purging* yaitu 20:143. Hasil bawah menara distilasi (MD-02) dialirkan ke Unit Pengolahan Limbah (UPL).

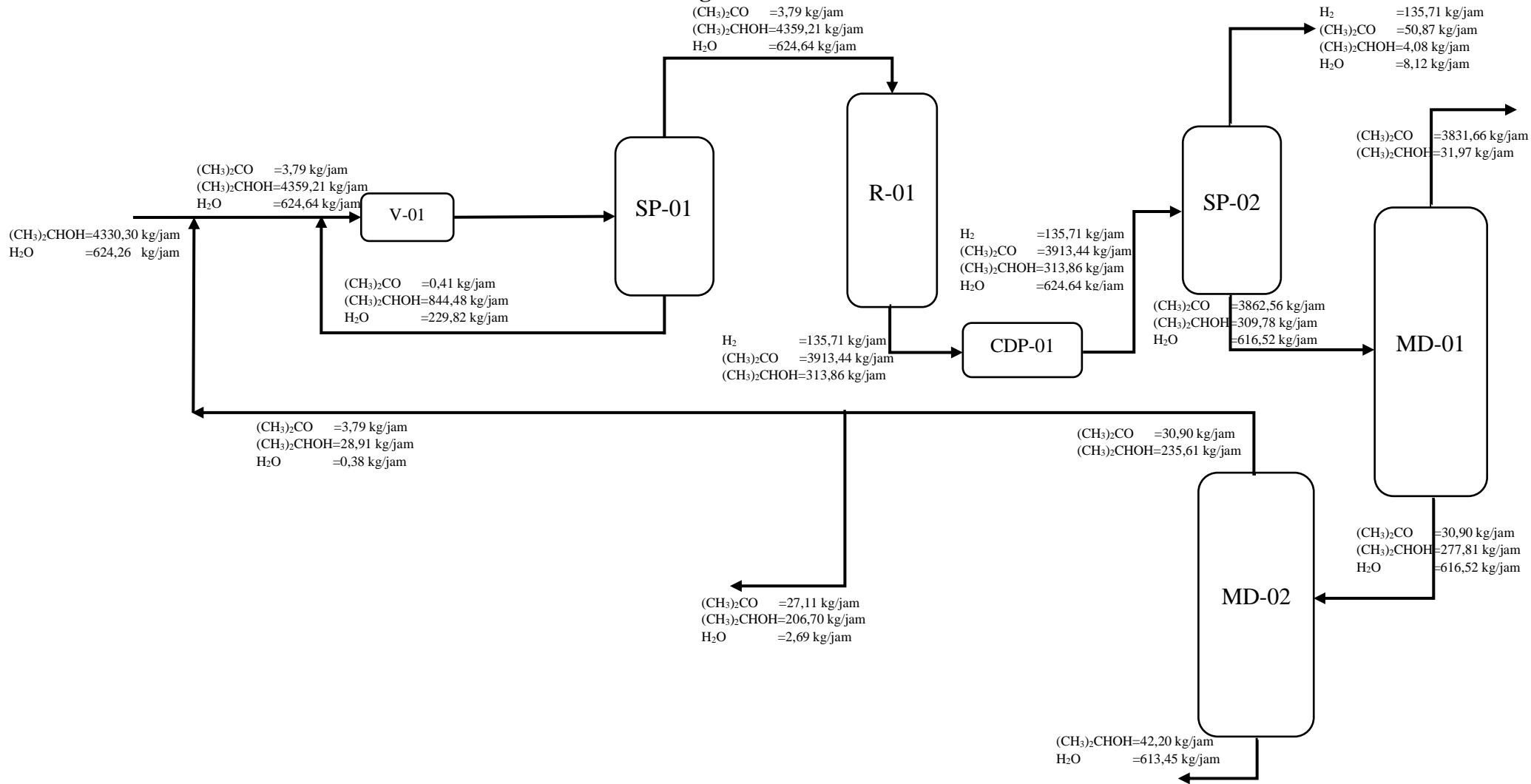
## II.2 Diagram Alir

1. Diagram Alir Kuantitatif
2. Diagram Alir Kualitatif



SKRIPSI  
 PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
 ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
 KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

**Diagram Alir Kuantitatif**

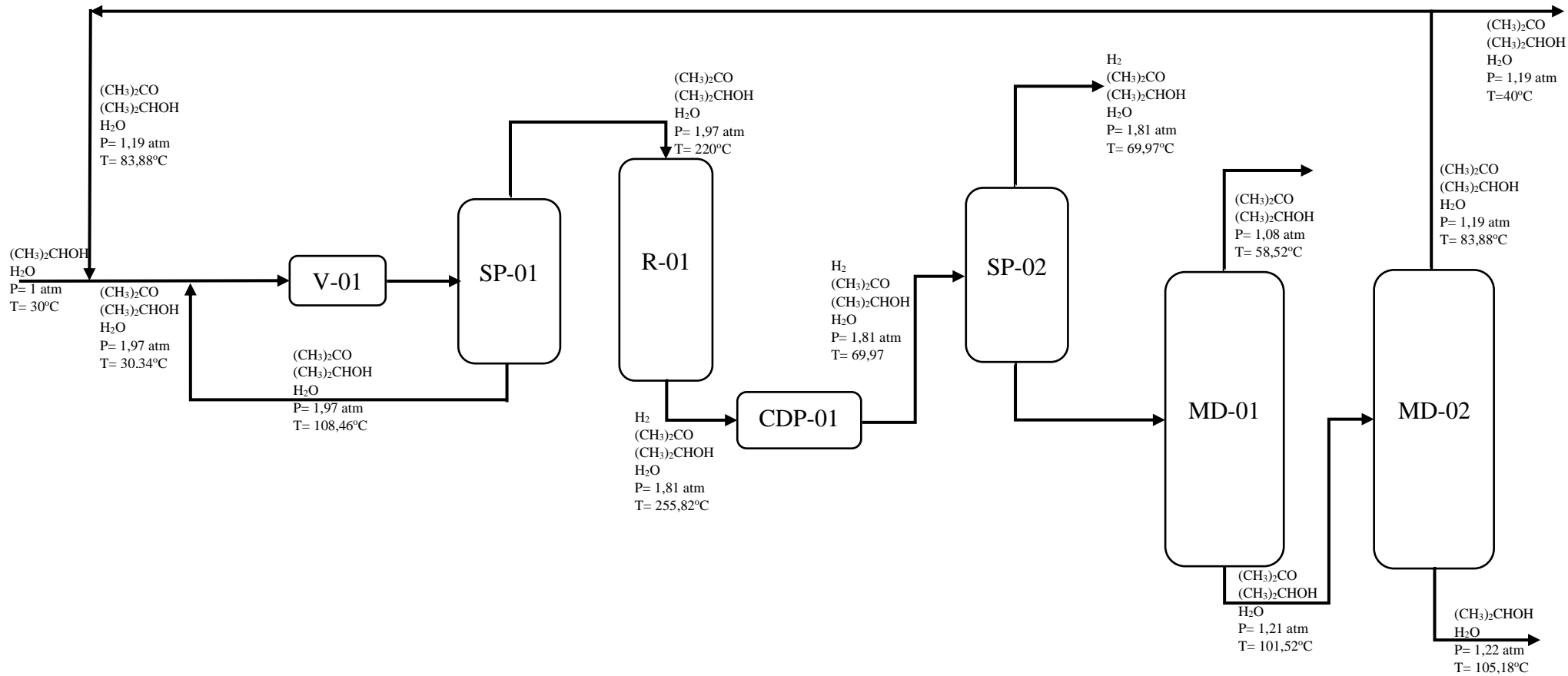


Gambar 2.1 Diagram Alir Kuantitatif



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Diagram Alir Kualitatif



Gambar 2.2 Diagram Alir Kualitatif



## II.3 Tata Letak

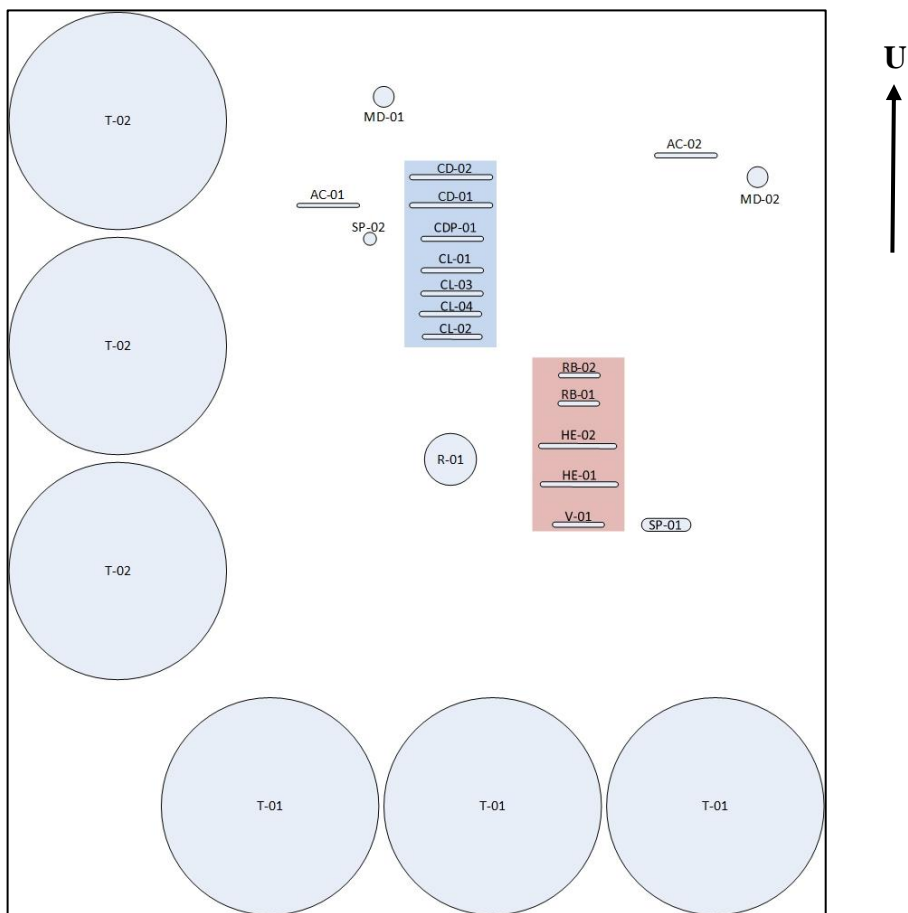
### 1. Tata Letak Alat

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. Hal-hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak alat :

- a. Letak peralatan berada dalam lokasi yang memadai sehingga memberikan ruang gerak yang cukup dalam pemasangan, perawatan, ataupun perbaikan alat-alat proses.
- b. Tata letak peralatan dilakukan berdasarkan urutan prosesnya, sehingga diperoleh efisiensi secara teknis dan ekonomis serta memudahkan dalam kontrol, pengawasan, dan keleluasaan gerak operator.
- c. Peralatan pabrik disusun sedemikian rupa, terutama untuk alat-alat yang beresiko tinggi diberi jarak yang cukup sehingga memudahkan dalam penanggulangan bahaya baik berupa kecelakaan kerja maupun kebakaran.
- d. Unit utilitas dan sumber tenaga ditempatkan terpisah dari area proses sehingga dapat menjamin operasi berjalan dengan lancar dan aman.
- e. Penempatan peralatan pabrik harus mempertimbangkan adanya penambahan unit baru sehingga tidak menimbulkan kesulitan di masa yang akan datang jika dilakukan perluasan.
- f. Jalan-jalan yang berada dalam pabrik harus besar atau cukup lebar dan memperhatikan faktor keselamatan manusia sehingga lalu lintas dalam pabrik dapat berjalan dengan baik. Perlu dipertimbangkan juga adanya jalan pintas jika terjadi keadaan darurat



SKRIPSI  
 PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
 ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
 KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN



Gambar 2.3 Tata Letak Alat Proses (Skala 1:500)

Luas Area Proses: 3025 m<sup>2</sup>

Keterangan:

No	Kode Alat	Nama Alat	No	Kode Alat	Nama Alat
1	V-01	Vaporizer	13	ACC-01	Akumulator 1
2	SP-01	Separator	14	CL-02	Cooler 2
3	R-01	Reaktor	15	CD-02	Kondensor 2
4	CDP-01	Kondensor Parsial	16	RB-02	Reboiler 2
5	SP-02	Separator	17	ACC-02	Akumulator 2
6	MD-01	Menara Distilasi 1	18	CL-03	Cooler 3
7	MD-02	Menara Distilasi 2	19	CL-04	Cooler 4
8	HE-01	Heat Exchanger	20	T-01	Tangki Isopropil Alkohol (Bahan Baku)
9	H-01	Heater	21	T-02	Tangki Aseton (Produk)
10	CL-01	Cooler 1	22		Pemanas
11	CD-01	Kondensor 1	23		Pendingin
12	RB-01	Reboiler 1			





## 2. Tata Letak Pabrik

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

### a. 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.

### b. Harga Tanah

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

### c. Kualitas, Kuantitas dan Letak Bangunan

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

### d. Faktor Keamanan

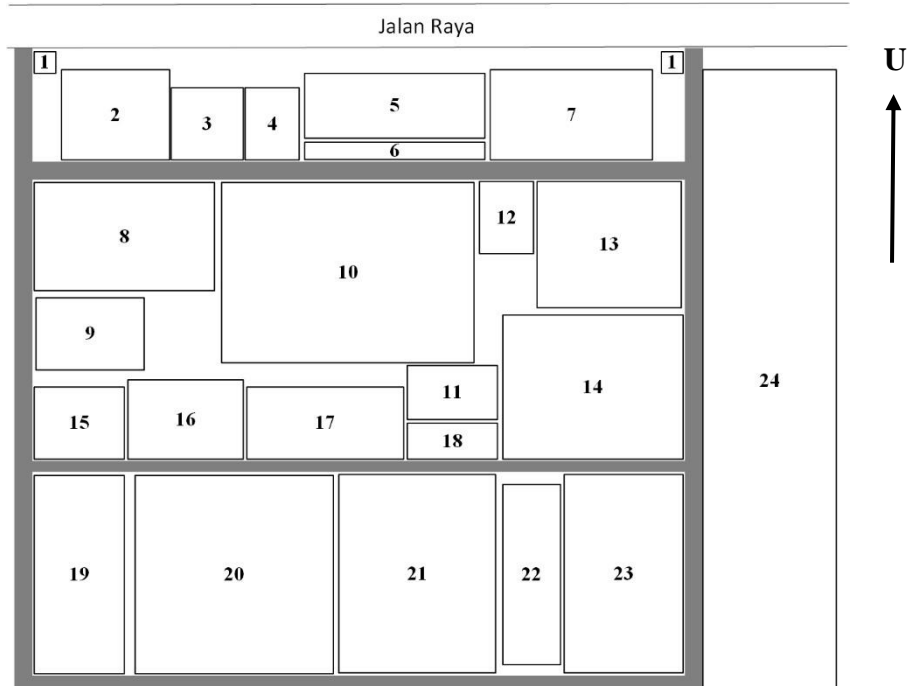
Faktor yang paling penting adalah keamanan. Walaupun telah dilengkapi dengan peralatan keamanan, seperti hidran, penahan ledakan, dan asuransi pabrik, langkah pencegahan harus tetap dilakukan, misalnya tangki bahan baku, produk, dan bahan bakar harus ditempatkan di area khusus dengan jarak antar ruang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

### e. Fasilitas Jalan



SKRIPSI  
 PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
 ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
 KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

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



Gambar 2.4 Tata Letak Pabrik (Skala 1:2000)

Luas Pabrik: 49.742 m<sup>2</sup>

Keterangan:

No	Bangunan	No	Bangunan
1	Pos Satpam	14	Laboratorium
2	Parkir Tamu	15	Gudang Logistik
3	Masjid	16	Control Room
4	Poliklinik	17	HSE & Damkar
5	Lapangan	18	Gudang
6	Taman	19	Area Loading
7	Parkir Karyawan	20	Area Proses
8	Gedung Serbaguna	21	Area Utilitas
9	Kantin	22	Bengkel
10	Kantor	23	UPL
11	Koperasi	24	Area Perluasan Pabrik
12	Perpustakaan	25	Dermaga
13	Pusdiklat		



## II.4 Spesifikasi Alat

### 1. Spesifikasi Alat-Alat Proses

#### Spesifikasi Alat Utama

##### 1. Reaktor (R-01)

Fungsi : Mereaksikan dehidrogenasi Isopropil Alkohol untuk menghasilkan Aseton dan Hidrogen

Tipe : *Fixed Bed Multi-tube Reactor*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 220 °C
- Suhu keluar : 255,82 °C
- Tekanan : 1,9739 atm

Konversi : 92,8 %

Dimensi Alat

Diameter : IDs = 2,8477 m  
IDt = 0,0266 m

Jumlah tube : 3000

Tinggi : 6,373 m

Tebal Shell : 0,008 m

Jenis Head : *Torispherical Flanged and Dished Head*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-53 Grade A*

Harga : \$ 72.015,86

Katalis

Jenis Katalis : *Cu-Pt Catalyst*

Tinggi tumpukan : 5,1 m

Pemanas

Media pemanas : Dowtherm A

Suhu masuk : 380 °C

Suhu keluar : 260,99 °C

Massa pemanas : 15000 kg/jam

##### 2. Condensor Partial (CDP-01)

Fungsi : Mengembunkan gas hasil reaksi keluaran reaktor (R-01) serta memisahkan antara *condensable gas* dengan *non-condensable gas*

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 84,15 °C
- Suhu keluar : 69,97 °C
- Tekanan : 1,8146 atm

Dimensi Alat



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

Diameter	: ID shell = 0,4064 m ID tube = 0,0148 m
Panjang	: 3,6576 m
Jumlah tube	: 176
Luas transfer panas	: 38,5065 m <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 7.114,03
Pendingin	
Media pendingin	: Air
Suhu masuk	: 30 °C
Suhu keluar	: 50 °C
Massa pendingin	: 43286,149 kg/jam

3. Menara Distilasi 1 (MD-01)

Fungsi	: Memurnikan (CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO sebagai produk
Tipe	: <i>Sieve Tray</i>

Kondisi Operasi

- Puncak Menara  
Suhu : 58,80 °C  
Tekanan : 1,076 atm
- Umpan Menara  
Suhu : 69,97 °C  
Tekanan : 1,1148 atm
- Dasar Menara  
Suhu : 101,52 °C  
Tekanan : 2,05 atm

Dimensi Alat

Diameter	: ID = 0,956 m OD = 0,965 m
Tinggi	: 11,467 m
Jumlah plate aktual	: 20
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Harga	: \$ 27.101,06

4. Menara Distilasi 2 (MD-02)

Fungsi	: Memurnikan (CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH 87,4% massa sebagai recycle
Tipe	: <i>Sieve Tray</i>

Kondisi Operasi

- Puncak Menara



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

Suhu	: 86,21 °C
Tekanan	: 1,1897 atm
• Umpan Menara	
Suhu	: 101,52 °C
Tekanan	: 1,2052 atm
• Dasar Menara	
Suhu	: 105,18 °C
Tekanan	: 1,2207 atm
Dimensi Alat	
Diameter	: ID = 0,7525 m OD = 0,762 m
Tinggi	: 10,4112 m
Jumlah plate aktual	: 18
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Harga	: \$ 27.101,06

5. Vaporizer (V-01)

Fungsi	: Menguapkan cairan umpan reaktor (R-01) berupa isopropil alkohol, air, dan aseton
Tipe	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Kondisi Operasi	
• Suhu masuk	: 45,09 °C
• Suhu keluar	: 108,46 °C
• Tekanan	: 1,9739 atm
Dimensi Alat	
Diameter	: ID shell = 0,4064 m ID tube = 0,0148 m
Panjang	: 3,6576 m
Jumlah tube	: 176
Luas transfer panas	: 32,0969 m <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Harga	: \$ 12.873,00
Pemanas	
Media pemanas	: Dowtherm A
Suhu masuk	: 380 °C
Suhu keluar	: 188,48 °C
Massa pemanas	: 15000 kg/jam

**Spesifikasi Alat Penukar Panas**



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

1. Heat Exchanger

Fungsi : Menukar kalor antara campuran keluar reaktor dengan umpan reaktor

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 108,46 °C
- Suhu keluar : 200 °C
- Tekanan : 1,9739 atm

Dimensi Alat

Diameter : ID shell = 0,254 m  
ID tube = 0,0338 m

Panjang : 1,8288 m

Jumlah tube : 73

Luas transfer panas : 15,9714 m<sup>2</sup>

Bahan Konstruksi : *Carbon steel*

Harga : \$ 4.403,92

Pemanas

Media pemanas : Campuran keluar reaktor (R-01)

Suhu masuk : 255,8 °C

Suhu keluar : 137,8 °C

Massa pemanas : 4987,646 kg/jam

2. Heater

Fungsi : Memanaskan umpan masuk reaktor hingga mencapai suhu reaksi 220 °C dengan media pemanas dowtherm A

Tipe : *Double-pipe Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 200 °C
- Suhu keluar : 220 °C
- Tekanan : 1,9739 atm

Dimensi Alat

Diameter : ID annulus = 0,0525 m  
ID inner pipe = 0,035 m

Panjang : 4,572 m

Luas transfer panas : 2,4248 m<sup>2</sup>

Bahan Konstruksi : *Carbon steel*

Harga : \$ 1.414,21

Pemanas

Media pemanas : Dowtherm A



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

Suhu masuk : 380 °C  
Suhu keluar : 234,69 °C  
Massa pemanas : 600 kg/jam

3. Cooler 1

Fungsi : Menurunkan suhu keluaran reaktor hingga suhu 84,06°C dengan media pendingin dowertherm A

Tipe : *Double-pipe Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 137,83 °C
- Suhu keluar : 84,06 °C
- Tekanan : 1,8146 atm

Dimensi Alat

Diameter : ID annulus = 0,0779 m  
ID inner pipe = 0,0525 m

Panjang : 6,096 m

Luas transfer panas : 9,2457 m<sup>2</sup>

Bahan Konstruksi : *Carbon steel*

Harga : \$ 3.387,63

Pendingin

Media pendingin : Dowtherm A

Suhu masuk : 47,86 °C

Suhu keluar : 74,63 °C

Massa pendingin : 11500 kg/jam

4. Cooler 2

Fungsi : Mendinginkan cairan hasil atas Menara Distilasi 1 (MD-01) sebelum masuk tangki produk

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 58,52 °C
- Suhu keluar : 40 °C
- Tekanan : 1,0762 atm

Dimensi Alat

Diameter : ID shell = 0,254 m  
ID tube = 0,0148 m

Panjang : 3,048 m

Jumlah tube : 68

Luas transfer panas : 12,4011 m<sup>2</sup>

Bahan Konstruksi : *Carbon steel*



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Harga : \$ 3.895,78  
Pendingin  
Media pendingin : Air  
Suhu masuk : 30 °C  
Suhu keluar : 38 °C  
Massa pendingin : 4880,8397 kg/jam

5. Cooler 3

Fungsi : Mendinginkan cairan purging hasil atas Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tipe : *Double-pipe Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 83,88 °C
- Suhu keluar : 40 °C
- Tekanan : 1,1643 atm

Dimensi Alat

Diameter : ID annulus = 0,0525 m  
ID inner pipe = 0,035 m

Panjang : 3,6576 m

Luas transfer panas : 0,9699 m<sup>2</sup>

Bahan Konstruksi : *Carbon steel*

Harga : \$ 1.087,85

Pendingin

Media pendingin : Air

Suhu masuk : 30 °C

Suhu keluar : 38 °C

Massa pendingin : 898,60 kg/jam

6. Cooler 4

Fungsi : Mendinginkan cairan hasil bawah Menara Distilasi 2 (MD-02)

Tipe : *Double-pipe Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 105,18 °C
- Suhu keluar : 50 °C
- Tekanan : 1,18 atm

Dimensi Alat

Diameter : ID annulus = 0,0525 m  
ID inner pipe = 0,035 m

Panjang : 4,572 m





SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Luas transfer panas : 4,8495 m<sup>2</sup>  
Bahan Konstruksi : *Carbon steel*  
Harga : \$ 2.337,47  
Pendingin  
Media pendingin : Dowtherm A  
Suhu masuk : 40 °C  
Suhu keluar : 47,86 °C  
Massa pendingin : 11500 kg/jam

7. Condensor 1

Fungsi : Mengembunkan total uap keluaran puncak Menara Distilasi 1 (MD-01) dengan media pendingin air

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 58,80 °C
- Suhu keluar : 58,52 °C
- Tekanan : 1,0762 atm

Dimensi Alat

Diameter : ID shell = 0,4064 m  
ID tube = 0,0148 m

Panjang : 4,8768 m

Jumlah tube : 187

Luas transfer panas : 54,56 m<sup>2</sup>

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel*

Harga : \$ 54.827,78

Pendingin

Media pendingin : Air

Suhu masuk : 30 °C

Suhu keluar : 50 °C

Massa pendingin : 29049,8822 kg/jam

8. Condensor 2

Fungsi : Mengembunkan total uap keluaran puncak Menara Distilasi 2 (MD-02) dengan media pendingin air

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 86,21 °C
- Suhu keluar : 83,88 °C
- Tekanan : 1,1897 atm

Dimensi Alat



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

Diameter	: ID shell = 0,3048 m ID tube = 0,0148 m
Panjang	: 2,4384 m
Jumlah tube	: 106
Luas transfer panas	: 15,4649 m <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 29.263,24
Pendingin	
Media pendingin	: Air
Suhu masuk	: 30 °C
Suhu keluar	: 50 °C
Massa pendingin	: 45364,3956 kg/jam

9. Reboiler 1

Fungsi : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar Menara Distilasi 1 (MD-01) dengan media pemanas dowtherm A

Tipe : *Kettle Reboiler*

Kondisi Operasi

- Suhu masuk : 101,51 °C
- Suhu keluar : 101,52 °C
- Tekanan : 1,2052 atm

Dimensi Alat

Diameter : ID shell = 0,3556 m  
ID tube = 0,0148 m

Panjang : 3,6576 m

Jumlah tube : 130

Luas transfer panas : 28,4495 m<sup>2</sup>

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel*

Harga : \$ 22.083,41

Pemanas

Media pemanas : Dowtherm A

Suhu masuk : 260,99 °C

Suhu keluar : 161,3 °C

Massa pemanas : 15000 kg/jam

10. Reboiler 2

Fungsi : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar Menara Distilasi 2 (MD-02) dengan media pemanas dowtherm A



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

Tipe	: <i>Kettle Reboiler</i>
Kondisi Operasi	
• Suhu masuk	: 104,91 °C
• Suhu keluar	: 105,18 °C
• Tekanan	: 1,2207 atm
Dimensi Alat	
Diameter	: ID shell = 0,3048 m ID tube = 0,0148 m
Panjang	: 3,6576 m
Jumlah tube	: 106
Luas transfer panas	: 23,1973 m <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel</i>
Harga	: \$ 20.777,99
Pemanas	
Media pemanas	: Dowtherm A
Suhu masuk	: 188,5 °C
Suhu keluar	: 120,6 °C
Massa pemanas	: 15000 kg/jam

### Spesifikasi Alat Penampung/ Penyimpan

#### 1. Separator 1 (SP-01)

Fungsi	: Memisahkan fasa uap dan fasa cair keluaran vaporizer (V-01)
Tipe	: <i>Vertical Gas-Liquid Separator</i>
Kondisi Operasi	
Suhu	: 108,46°C
Tekanan	: 1,974 atm
Kapasitas	: 0,8518 m <sup>3</sup>
Dimensi Alat	
Diameter (D)	: 0,762 m
Tinggi (H)	: 2,3292 m
Tebal shell	: 0,003648 m
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 10.552,17

#### 2. Separator 2 (SP-02)

Fungsi	: Memisahkan fasa gas dan fasa cair keluaran condenser partial (CDP-01)
Tipe	: <i>Horizontal Drum Separator</i>



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

Kondisi Operasi

Suhu	: 69,97 °C
Tekanan	: 1,8146 atm
Kapasitas	: 1,5831 m <sup>3</sup>
Dimensi Alat	
Diameter (D)	: 0,76 m
Panjang (L)	: 3,9503 m
Tebal shell	: 0,0036 m
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 10.552,17

3. Accumulator 1 (ACC-01)

Fungsi	: Menampung embunan yang berasal dari Condensor 1 (CD-01)
Tipe	: Tangki Silinder Horizontal
Kondisi Operasi	
Suhu	: 58,52 °C
Tekanan	: 1,0762 atm
Kapasitas	: 1,2745 m <sup>3</sup>
Dimensi Alat	
Diameter (D)	: 0,81 m
Panjang (L)	: 2,44 m
Tebal shell	: 3/16 in = 0,0048 m
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 grade A</i>
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 4.351,41

4. Accumulator 2 (ACC-02)

Fungsi	: Menampung embunan yang berasal dari Condensor 2 (CD-02)
Tipe	: Tangki Silinder Horizontal
Kondisi Operasi	
Suhu	: 83,88 °C
Tekanan	: 1,1897 atm
Kapasitas	: 1,9473 m <sup>3</sup>
Dimensi Alat	
Diameter (D)	: 0,94 m
Panjang (L)	: 2,82 m
Tebal shell	: 3/16 in = 0,0048 m



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA-285 grade A*  
Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 5.439,26

5. Tangki Bahan Baku (T-01, T-02, T-03)

Fungsi : Menyimpan bahan baku isopropil alkohol  
( $\text{CH}_3$ )<sub>2</sub>CHOH pada suhu 30°C sebanyak 3954,5641  
kg/jam dan waktu tinggal 14 hari

Tipe : Tangki Silinder Tegak

Jenis head : *Torispherical Head*

Kondisi Operasi

Suhu : 30 °C

Tekanan : 1 atm

Kapasitas : 2.176 m<sup>3</sup>

Dimensi Alat

Diameter (D) : 13,716 m

Tinggi (H) : 14,6304 m

Tebal shell :

- tebal 1 ( $t_1$ ) : 0,1875
- tebal 2 ( $t_2$ ) : 0,2176
- tebal 3 ( $t_3$ ) : 0,2681
- tebal 4 ( $t_4$ ) : 0,3186
- tebal 5 ( $t_5$ ) : 0,3691
- tebal 6 ( $t_6$ ) : 0,4196
- tebal 7 ( $t_7$ ) : 0,4701
- tebal 8 ( $t_8$ ) : 0,5206

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Jumlah : 3 unit

Harga : @ \$ 142.280,56

6. Tangki Produk (T-04, T-05, T-06)

Fungsi : Menyimpan produk Aseton ( $\text{CH}_3$ )<sub>2</sub>CO pada suhu  
40°C sebanyak 3863,6353 kg/jam dengan tekanan  
1,0762 atm dan waktu tinggal 14 hari

Tipe : Tangki Silinder Tegak

Jenis head : *Torispherical Head*

Kondisi Operasi

Suhu : 40 °C

Tekanan : 1,0762 atm

Kapasitas : 1.632 m<sup>3</sup>



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Dimensi Alat

Diameter (D)	: 10,9728 m
Tinggi (H)	: 14,6304 m
Tebal shell	:
• tebal 1 ( $t_1$ )	: 0,1875
• tebal 2 ( $t_2$ )	: 0,1888
• tebal 3 ( $t_3$ )	: 0,2237
• tebal 4 ( $t_4$ )	: 0,2585
• tebal 5 ( $t_5$ )	: 0,2933
• tebal 6 ( $t_6$ )	: 0,3281
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i>
Jumlah	: 3 unit
Harga	: @ \$ 132.117,66

**Spesifikasi Alat Transportasi**

1. Pompa 1 (P-01)

Fungsi	: Mengalirkan bahan baku Isopropil Alkohol ( $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ ) dari kapal pembelian ke tangki penyimpanan bahan baku Isopropil Alkohol
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 211,3512 gpm
Head pompa	: 14,410 m
Kecepatan putar	: 712,5 rpm
Efisiensi pompa	: 70%
Daya motor	: 5 HP
Efisiensi motor	: 82,5%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 3 unit
Harga	: @ \$ 2.879,49

2. Pompa 2 (P-02)

Fungsi	: Mengalirkan Isopropil Alkohol ( $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ ) dari tangki penyimpanan bahan baku T-01, T-02, T-03 ke vaporizer (V-01) sebagai <i>fresh feed</i>
Tipe	: <i>Centrifugal Pump</i>
Kapasitas	: 26,9731 gpm
Head pompa	: 5,007 m
Kecepatan putar	: 1425 rpm
Efisiensi pompa	: 60%
Daya motor	: 1/2 HP



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

- Efisiensi motor : 80%  
Bahan konstruksi : *Commercial steel*  
Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 1.287,30
3. Pompa 3 (P-03)  
Fungsi : Mengalirkan hasil bawah separator (L) ke vaporizer (V-01) sebagai *recycle*  
Tipe : *Centrifugal Pump*  
Kapasitas : 6,3434 gpm  
Head pompa : 2,037 m  
Kecepatan putar : 1425 rpm  
Efisiensi pompa : 41%  
Daya motor : 1/2 HP  
Efisiensi motor : 80%  
Bahan konstruksi : *Commercial steel*  
Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 217,57
4. Pompa 4 (P-04)  
Fungsi : Memompa isopropil alkohol, aseton, dan air sebanyak 4749,2216 kg/jam dari ACC-01 ke MD-01 dan tangki produk  
Kapasitas : 28,0577 gpm  
Head pompa : 11,2885 m  
Kecepatan putar : 2850 rpm  
Efisiensi pompa : 53%  
Daya motor : 1/2 HP  
Efisiensi motor : 80%  
Bahan konstruksi : *Commercial steel*  
Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 1.321,18
5. Pompa 5 (P-05)  
Fungsi : Memompa isopropil alkohol, aseton, dan air sebanyak 925,2286 kg/jam dari RB-01 ke MD-02  
Kapasitas : 4,6883 gpm  
Head pompa : 6,656 m  
Kecepatan putar : 2850 rpm  
Efisiensi pompa : 35%



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

- |                  |                           |
|------------------|---------------------------|
| Daya motor       | : 1/2 HP                  |
| Efisiensi motor  | : 80%                     |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i> |
| Jumlah           | : 1 unit                  |
| Harga            | : \$ 217,57               |
6. Pompa 6 (P-06)
- |                  |  |
|------------------|--|
| Fungsi           | : Memompa isopropil alkohol, aseton, dan air sebanyak 2899,3132 kg/jam dari ACC-02 ke MD-02, <i>recycle</i> dan <i>purging</i> |
| Kapasitas        | : 17,6633 gpm  |
| Head pompa       | : 12,8739 m  |
| Kecepatan putar  | : 2850 rpm   |
| Efisiensi pompa  | : 50%  |
| Daya motor       | : 1/2 HP   |
| Efisiensi motor  | : 80%  |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i>  |
| Jumlah           | : 1 unit   |
| Harga            | : \$ 779,16  |
7. Pompa 7 (P-07)
- |                  |  |
|------------------|--|
| Fungsi           | : Memompa isopropil alkohol dan air sebanyak 655,6517 kg/jam dari RB-02 ke CL-04 |
| Kapasitas        | : 3,0909 gpm   |
| Head pompa       | : 0,7675 m   |
| Kecepatan putar  | : 950 rpm  |
| Efisiensi pompa  | : 34%  |
| Daya motor       | : 1/2 HP   |
| Efisiensi motor  | : 80%  |
| Bahan konstruksi | : <i>Commercial steel</i>  |
| Jumlah           | : 1 unit   |
| Harga            | : \$ 217,57  |
8. Pompa 8 (P-08)
- |                 |  |
|-----------------|--|
| Fungsi          | : Mengalirkan produk aseton (CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO dari tangki penyimpan produk (T-04; T-05; T-06) ke truk tangki unit penjualan |
| Kapasitas       | : 3,0909 gpm   |
| Head pompa      | : 4,479 m  |
| Kecepatan putar | : 475 rpm  |





SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

Efisiensi pompa	: 65%
Daya motor	: 3 HP
Efisiensi motor	: 82%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 3 unit
Harga	: @ \$ 2.371,34

## 2. Spesifikasi Alat Utilitas

### Spesifikasi Alat Penyimpan

#### 1. Bak Air Bersih (BU-01)

Fungsi	: Menampung air bersih dari unit pembelian (dari PT Krakatau Tirta Industri)
Tipe	: Bak Persegi Panjang
Waktu Tinggal	: 8 jam
Kapasitas	: 13,830 m <sup>3</sup>
Kondisi Operasi	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Dimensi Alat	
Panjang	: 3,9444 m
Lebar	: 1,3148 m
Tinggi	: 4 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 589,60

#### 2. Bak Air Kantor dan Rumah Tangga (BU-02)

Fungsi	: Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga
Tipe	: Bak Persegi Panjang
Waktu Tinggal	: 8 jam
Kapasitas	: 12,6151 m <sup>3</sup>
Kondisi Operasi	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Dimensi Alat	
Panjang	: 3,7672 m
Lebar	: 1,2557 m
Tinggi	: 4 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 537,78



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

3. Tangki Klorinasi (TU-01)

Fungsi	: Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan kebutuhan kantor dan rumah tangga
Tipe	: Tangki Silinder Tegak
Kapasitas	: 12,615 m <sup>3</sup>
Kondisi Operasi	
Suhu	: 30°C
Tekanan	: 1 atm
Dimensi Alat	
Diameter	: 2,003 m
Tinggi	: 4,005 m
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 7.791,55

4. Tangki Akumulator Dowtherm Pendingin (TU-02)

Fungsi	: Menampung pendingin dowtherm A
Tipe	: Tangki Silinder Horizontal
Kapasitas	: 4,4433 m <sup>3</sup>
Kondisi Operasi	
Suhu	: 40°C
Tekanan	: 1 atm
Dimensi Alat	
Diameter	: 1,24 m
Panjang	: 3,71 m
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 grade A</i>
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 2.175,71

5. Tangki Akumulator Dowtherm Pemanas (TU-03)

Fungsi	: Menampung pemanas dowtherm A
Tipe	: Tangki Silinder Horizontal
Kapasitas	: 6,3858 m <sup>3</sup>
Kondisi Operasi	
Suhu	: 143,07°C
Tekanan	: 1 atm
Dimensi Alat	
Diameter	: 1,39 m
Panjang	: 4,18 m
Bahan konstruksi	: <i>Carbon Steel SA-285 grade A</i>



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

- Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 2.719,63
6. Tangki Udara Tekan (TU-04)  
Fungsi : Menampung udara tekan selama 15 menit  
Tipe : Tangki Silinder Horizontal  
Kapasitas : 3,63 m<sup>3</sup>  
Kondisi Operasi  
Suhu : 30°C  
Tekanan : 4 atm  
Dimensi Alat  
Diameter : 1,155 m  
Panjang : 3,465 m  
Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 1.849,35
7. Tangki Bahan Bakar (TU-05)  
Fungsi : Menyimpan bahan bakar solar sebanyak 496,3184 kg/jam dan waktu tinggal 7 hari  
Tipe : Tangki Silinder Tegak Beratap *Torispherical Head*  
Kapasitas : 161,6 m<sup>3</sup>  
Kondisi Operasi  
Suhu : 30°C  
Tekanan : 1 atm  
Dimensi Alat  
Diameter : 6,096 m  
Tinggi : 5,486 m  
Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 30.488,69
8. Tangki Silika (TS-01 dan TS-02)  
Fungsi : Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara  
Tipe : Tangki silinder tegak  
Kapasitas : 0,847 m<sup>3</sup>  
Kondisi Operasi  
Suhu : 30°C  
Tekanan : 4 atm  
Dimensi Alat  
Diameter : 0,814 m  
Tinggi : 1,628 m



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

Bahan isian	: Silika gel
Jumlah	: 2 unit
Harga	: @ \$ 5.656,83

### Spesifikasi Alat Penukar Panas

#### 1. Cooler Utilitas (CLU-01)

Fungsi	: Menurunkan suhu dowtherm A dari alat-alat proses dengan media pendingin air
Tipe	: <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i>
Kondisi Operasi	
• Suhu masuk	: 74,63 °C
• Suhu keluar	: 40 °C
• Tekanan	: 1 atm
Dimensi Alat	
Diameter	: ID shell = 0,3048m ID tube = 0,0148 m
Jumlah tube	: 106
Panjang	: 2,4384 m
Luas transfer panas	: 15,4649 m <sup>2</sup>
Bahan Konstruksi	: <i>Carbon steel</i>
Harga	: \$ 4.403,92
Pendingin	
Media pendingin	: Air
Suhu masuk	: 30 °C
Suhu keluar	: 35 °C
Massa pendingin	: 18498,92 kg/jam

#### 2. Cooling Tower (CT-01)

Fungsi	: Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasikan kembali
Tipe	: <i>Mechanical induced draft counterflow cooling tower</i>
Kebutuhan udara	: 142.088,5127 kg/jam
Kadar uap pada udara	: 0,042 kg H <sub>2</sub> O/kg udara kering
Dimensi Alat	
Diameter	: 4,93 m
Tinggi	: 8 m
Luas penampang	: 19,0785 m <sup>2</sup>
Daya fan	: 0,035 HP/ft <sup>2</sup>



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

Motor standar : 7,5 HP  
Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 60.977,38

3. Furnace (F-01)

Fungsi : Memanaskan dowtherm A dari suhu 143,07°C hingga suhu 380°C  
Tipe : *Box Furnace*  
Kondisi Operasi  
Suhu masuk : 143,07°C  
Suhu keluar : 380°C  
Dimensi Alat : 13,6 ft x 9,08 ft x 4,54 ft  
Diameter tube : 0,063 m  
Jarak antar pusat : 6 in  
Beban panas furnace : 578239,2239 kJ/jam  
Kebutuhan fuel oil : 495,8859 kg/jam  
Jumlah tube seksi radiasi : 55 tube  
Jumlah tube seksi konveksi : 11 tube  
Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 624.645,08

**Spesifikasi Alat Transportasi**

1. Blower 1 (BL-01)

Fungsi : Mengalirkan udara ke dalam furnace utilitas (F-01)  
Kapasitas : 41980,1891 gpm  
Daya motor : 40 HP  
Efisiensi motor : 88,5%  
Bahan konstruksi : *Carbon steel*  
Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 12.510,31

2. Blower 2 (BL-02)

Fungsi : Mengalirkan dan menaikkan tekanan udara dari lingkungan ke Tangki Silika (TS-01)  
Kapasitas : 212,8956 gpm  
Daya motor : 3 HP  
Efisiensi motor : 82%  
Bahan konstruksi : *Carbon steel*  
Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 326,36



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

3. Pompa Utilitas 1 (PU-01)

Fungsi	: Mengalirkan air yang dibutuhkan pada utilitas dari truk tangki unit pembelian ke Bak Air Bersih (BU-01)
Kapasitas	: 317,03 gpm
Head pompa	: 3,880 m
Kecepatan putar	: 332,5 rpm
Efisiensi pompa	: 45%
Daya motor	: 3 HP
Efisiensi motor	: 82%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 3.387,63

4. Pompa Utilitas 2 (PU-02)

Fungsi	: Mengalirkan air yang dibutuhkan pada utilitas dari Bak Air Bersih (BU-01) ke Bak Air Kantor dan Rumah Tangga (BU-02), air hidran, dan air make-up cooling tower (CT-01)
Kapasitas	: 6,3432 gpm
Head pompa	: 3,291 m
Kecepatan putar	: 1425 rpm
Efisiensi pompa	: 45%
Daya motor	: 1/2 HP
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 677,53

5. Pompa Utilitas 3 (PU-03)

Fungsi	: Mengalirkan air pendingin dari cooling tower (CT-01) ke alat-alat pendingin pada proses, yaitu CL-02, CL-03, CDP-01, CD-01, CD-02, dan CLU-01
Kapasitas	: 611,1732 gpm
Head pompa	: 3,351 m
Kecepatan putar	: 190 rpm
Efisiensi pompa	: 80%
Daya motor	: 3 HP
Efisiensi motor	: 82,5%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 5.081,45

6. Pompa Utilitas 4 (PU-04)

Fungsi : Mengalirkan dowtherm pendingin dari tangki akumulator dowtherm pendingin (TU-02) ke alat-alat pendingin pada proses hingga kembali ke TU-02

Kapasitas : 48,5152 gpm  
Head pompa : 2,92 m  
Kecepatan putar : 712,5 rpm  
Efisiensi pompa : 60%  
Daya motor : 1/2 HP  
Efisiensi motor : 80%  
Bahan konstruksi : *Commercial steel*  
Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 1.456,68

7. Pompa Utilitas 5 (PU-05)

Fungsi : Mengalirkan dowtherm pemanas dari tangki akumulator dowtherm pemanas (TU-03) ke furnace utilitas (F-01) dan alat-alat pemanas pada proses hingga kembali ke TU-03

Kapasitas : 140,616 gpm  
Head pompa : 2,850 m  
Kecepatan putar : 356,25 rpm  
Efisiensi pompa : 65%  
Daya motor : 3/4 HP  
Efisiensi motor : 80%  
Bahan konstruksi : *Commercial steel*  
Jumlah : 1 unit  
Harga : \$ 2.201,96

8. Pompa Utilitas 6 (PU-06)

Fungsi : Mengalirkan minyak bahan bakar (solar) dari truk tangki unit pembelian ke tangki bahan bakar (TU-05)

Kapasitas : 317,03 gpm  
Head pompa : 5,493 m  
Kecepatan putar : 475 rpm  
Efisiensi pompa : 72%



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

Daya motor	: 3 HP
Efisiensi motor	: 82%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 3.387,63

9. Pompa Utilitas 7 (PU-07)

Fungsi	: Mengalirkan minyak bahan bakar (solar) dari tangki bahan bakar (TU-05) ke Furnace (F-01) dan Generator (G-01)
Kapasitas	: 2,6363 gpm
Head pompa	: 2,342 m
Kecepatan putar	: 2850 rpm
Efisiensi pompa	: 60%
Daya motor	: 1/2 HP
Efisiensi motor	: 80%
Bahan konstruksi	: <i>Commercial steel</i>
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 677,53

**Spesifikasi Alat Tambahan**

1. Generator (G-01)

Fungsi	: Membangkitkan listrik sebagai cadangan energi listrik untuk keperluan proses, utilitas, dan umum.
Jenis	: Generator berbahan bakar solar
Daya Generator	: 220 kW
Kebutuhan <i>fuel oil</i>	: 4,133 m <sup>3</sup> /tahun
Jumlah	: 1 unit
Harga	: \$ 100.000,00





### BAB III NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

#### III.1 Neraca Massa

##### 1. Neraca Massa Per Alat (kg/jam)

Tabel 3.1 Neraca Massa Vaporizer (V-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	arus 3	arus 4	arus 5
H <sub>2</sub>	0	0	0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4,2024	0,4107	3,7917
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	5203,6890	844,4754	4359,2136
H <sub>2</sub> O	854,4605	229,8228	624,6377
Total	6062,3519	1074,7089	4987,6430

Tabel 3.2 Neraca Massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)
	arus 5	arus 6
H <sub>2</sub>	0	135,7067
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	3,7917	3913,4374
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	4359,2136	313,8636
H <sub>2</sub> O	624,6377	624,6382
Total	4987,6430	4987,6459

Tabel 3.3 Neraca Massa Condensor Partial (CDP-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	arus 6	arus 7	arus 8
H <sub>2</sub>	135,7067	135,7067	0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	3913,4374	50,8747	3862,5627
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	313,8636	4,0802	309,7833
H <sub>2</sub> O	624,6382	8,1203	616,5179
Total	4987,6459	198,7819	4788,8640



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Tabel 3.4 Neraca Massa Menara Distilasi 1 (MD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	arus 8	arus 11	arus 15
H <sub>2</sub>	0	0	0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	3862,5627	3831,6622	30,9005
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	309,7833	31,9731	277,8102
H <sub>2</sub> O	616,5179	0,0000	616,5179
Total	4788,8640	3863,6353	925,2286

Tabel 3.5 Neraca Massa Condensor 1 (CD-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	arus 9	arus 10	arus 11
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4709,9200	878,2577	3831,6622
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	39,3017	7,3286	31,9731
H <sub>2</sub> O	0	0	0
Total	4749,2216	885,5863	3863,6353

Tabel 3.6 Neraca Massa Reboiler 1 (RB-01)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	arus 13	arus 14	arus 15
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	238,9648	208,0643	30,9005
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	1243,6833	965,8731	277,8102
H <sub>2</sub> O	1735,8983	1119,3804	616,5179
Total	3218,5464	2293,3177	925,2286

Tabel 3.7 Neraca Massa Menara Distilasi 2 (MD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	arus 15	arus 18	arus 23
H <sub>2</sub>	0	0	0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	30,9005	30,9005	0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	277,8102	235,6109	42,1994
H <sub>2</sub> O	616,5179	3,0655	613,4524
Total	925,2286	269,5769	655,6517



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Tabel 3.8 Neraca Massa Condensor 2 (CD-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	arus 16	arus 17	arus 18
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	332,3364	301,4359	30,9005
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	2534,0067	2298,3958	235,6109
H <sub>2</sub> O	32,9700	29,9045	3,0655
Total	2899,3132	2629,7363	269,5769

Tabel 3.9 Neraca Massa Reboiler 2 (RB-02)

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)	
	arus 21	arus 22	arus 23
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0	0	0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	155,1684	112,9690	42,1994
H <sub>2</sub> O	1475,1650	861,7126	613,4524
Total	1630,3334	974,6816	655,6517

## 2. Neraca Massa Total (kg/jam)

Tabel 3.10 Neraca Massa Total

Komponen	Masuk (kg/jam)	Keluar (kg/jam)			
	arus 1	arus 7	arus 12	arus 20	arus 23
H <sub>2</sub>	0	135,7067	0	0	0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0	50,8747	3831,6622	27,1088	0,0000
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	4330,3026	4,0802	31,9731	206,6999	42,1994
H <sub>2</sub> O	624,2615	8,1203	0,0000	2,6894	613,4524
Total	4954,5641	4954,5641			

## III.2 Neraca Energi

Tabel 3.11 Neraca Energi Vaporizer (V-01)

Komponen	Q <sub>in</sub> (kJ/jam)	Q <sub>out</sub> (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	188,10	825,43
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	303539,35	1320216,36
H <sub>2</sub> O	71810,79	298016,06
Q Pemanas	6660908,68	0
Q Penguapan	0	5417389,07
Total	7036446,92	7036446,92



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Tabel 3.12 Neraca Energi Reaktor (R-01)

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout (kJ/jam)
H <sub>2</sub>	0	452359,18
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	1152,09	1450339,29
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	1550998,46	136286,19
H <sub>2</sub> O	231972,30	275834,80
Q reaksi	0	3703662,34
Q pemanas	11119484,82	6795442,16
Q loss	0	89683,71
Total	12903607,66	12903607,66

Tabel 3.13 Neraca Energi Condensor Partial (CDP-01)

Komponen	Qin kJ/jam	Qout kJ/jam
H <sub>2</sub>	114841,75	87376,77
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	317993,49	238843,52
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	29648,40	22238,33
H <sub>2</sub> O	69286,80	52648,78
Q Pendingin	0	3617471,95
Q Pengembunan	3486808,90	0
Total	4018579,34	4018579,34

Tabel 3.14 Neraca Energi Menara Distilasi 1 (MD-01)

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	394720,75	297146,1463
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	41119,72	67414,3197
H <sub>2</sub> O	115778,69	197042,7521
Panas Pengembunan	2426833,42	0
Panas Penguapan	0	3156203,7818
Beban Kondensor	0	2416937,9578
Beban Reboiler	3156292,38	0
Total	6134744,96	6134744,96



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Tabel 3.15 Neraca Energi Condensor 1 (CD-01)

Komponen	Qin	Qout
	kJ/jam	kJ/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	358461,54	355447,73
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	3891,11	3858,53
H <sub>2</sub> O	0	0
Qpendingin	0	2429879,808
Qpengembunan	2426833,42	0
Total	2789186,07	2789186,07

Tabel 3.16 Neraca Energi Reboiler 1 (RB-01)

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout kJ/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	42736,65	42741,12
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	287595,12	287624,91
H <sub>2</sub> O	554748,98	554803,32
Qpemanas	3156292,38	0
Qpenguapan	0	3156203,782
Total	4041373,13	4041373,13

Tabel 3.17 Neraca Energi Menara Distilasi 2 (MD-02)

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout (kJ/jam)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	3157,77	2351,7685
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	142310,02	33086,3241
H <sub>2</sub> O	149617,92	196495,9175
Panas Pengembunan	1901298,37	0
Panas Penguapan	0	1989394,9619
Beban Kondensor	0	1962094,8372
Beban Reboiler	1987039,73	0
Total	4183423,81	4183423,81



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

Tabel 3.18 Neraca Energi Condensor 2 (CD-02)

Komponen	Qin kJ/jam	Qout kJ/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	46880,51	60357,78
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	463240,48	186708,20
H <sub>2</sub> O	8425,48	0
Qpendingin	0	2172778,88
Qpengembunan	1901298,37	0
Total	2419844,85	2419844,85

Tabel 3.19 Neraca Energi Reboiler 2 (RB-02)

Komponen	Qin kJ/jam	Qout kJ/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0	0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	37582,15	37715,30
H <sub>2</sub> O	492495,62	494141,08
Qpemanas	1987039,73	0
Qpenguapan	0	1985261,122
Total	2517117,50	2517117,50



## BAB IV UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit pendukung keberlangsungan proses produksi pada pabrik. Unit ini memegang peranan penting dalam produksi karena tanpa adanya unit ini maka proses produksi tidak dapat bekerja. Unit utilitas pabrik Aseton dengan kapasitas produksi 30.000 ton/tahun ini meliputi unit penyediaan air, penyediaan dowerm A, penyediaan udara tekan, pengadaan listrik, dan penyediaan bahan bakar.

### IV.1 Penyediaan Air

Air merupakan kebutuhan pokok dalam pemenuhan kebutuhan proses produksi. Kebutuhan air digunakan sebagai air sanitasi & kantor, air pendingin, air layanan umum, dan air *hydrant*. Pabrik Aseton akan didirikan di daerah Cilegon, oleh karena itu kebutuhan air diperoleh dari Perusahaan Air Krakatau Tirta Industri (KTI) Cilegon.

#### Kebutuhan Air

Air Pendingin	= 141924,36	Kg/jam
Air Kantor dan Rumah Tangga	= 1344,13	Kg/jam
Air Hidran dan Servis	= 129,43	Kg/Jam
<hr/>		
Total kebutuhan air	= 143397,92	Kg/jam

#### Kebutuhan Air Ketika Make-Up

Air yang menguap pada Cooling Tower	= 3350,8511	Kg/jam
Drift Loss pada Cooling Tower	= 28,3849	Kg/jam
Blowdown pada Cooling Tower	= 859,3279	Kg/jam
Air Kantor dan Rumah Tangga	= 1344,13	Kg/jam
Air Hidran dan Servis	= 129,43	Kg/Jam
<hr/>		
Total kebutuhan air make-up	= 5.912,1239	Kg/jam

Uraian proses kebutuhan air:

Air bersih dari PT. Krakatau Tirta Industri dialirkan ke BU-01 melalui pemipaan untuk ditampung. Air dari BU-01 di alirkan ke BU-02 untuk ditampung dan didistribusikan untuk kebutuhan sanitasi kantor dan rumah tangga. Air dari TU-01 juga dialirkan sebagai hidran serta dialirkan ke bak CT-01 untuk digunakan sebagai



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

media pendingin pada CD-01, CD-02, CL-02, CL-03 dan CDP-01. Setelah melalui proses pendinginan, air dialirkan ke CT-01 untuk didinginkan kembali. Air make-up juga dialirkan ke bak CT-01 untuk mengganti air yang menguap selama pendinginan di CT-01 dan untuk mengganti air blowdown CT-01.

#### IV.2 Penyediaan Dowtherm A

Dowtherm A digunakan sebagai pemanas dan pendingin pada proses. Rincian kebutuhan dowtherm A sebagai berikut:

1. Dowtherm Pendingin

Dowtherm A pendingin dengan suhu 40°C digunakan pada cooler 4 (CL-04) kemudian disirkulasikan sebagai pendingin pada cooler 1 (CL-01).

Cooler	11500 kg/jam
Total	11500 kg/jam

2. Dowtherm Pemanas

Penentuan kebutuhan Dowtherm A dengan suhu 380°C berdasarkan kebutuhan pemanas di Reaktor (R-01), Vaporizer (V-01), dan Heater (H-01). Dowtherm A pemanas dari Reaktor dimanfaatkan sebagai pemanas pada Reboiler 1 (RB-01) dan dowtherm A pemanas dari Vaporizer (V-01) disirkulasikan sebagai pemanas pada Reboiler 2 (RB-02).

Reaktor	(R-01)	15000	Kg/jam
Vaporizer	(V-01)	15000	Kg/jam
Heater	(H-01)	600	Kg/jam
Total		30600	Kg/jam

#### IV.3 Penyediaan Udara Tekan

Udara tekan digunakan sebagai penggerak instrumen-instrumen pengendali. Kebutuhan udara tekan pada pabrik Aseton sebanyak 44 m<sup>3</sup>/jam. Uraian proses pembuatan udara tekan yaitu udara dari lingkungan ditekan dengan blower yang dilengkapi filter udara (*air filter*/AF). Udara ditekan hingga 4 atm dengan blower (BL-01). Setelah ditekan, udara dilewatkan ke dalam tangki silika (SiO<sub>2</sub>) untuk menghilangkan kandungan air pada udara tekan sehingga diperoleh udara kering. Selanjutnya udara tekan disimpan di dalam tangki (T-03) untuk dialirkan ke alat instrumentasi pengendalian.

#### IV.4 Penyediaan Listrik

Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak alat-alat proses dan utilitas serta untuk penerangan pabrik dan kebutuhan listrik pada alat-alat elektronik





SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

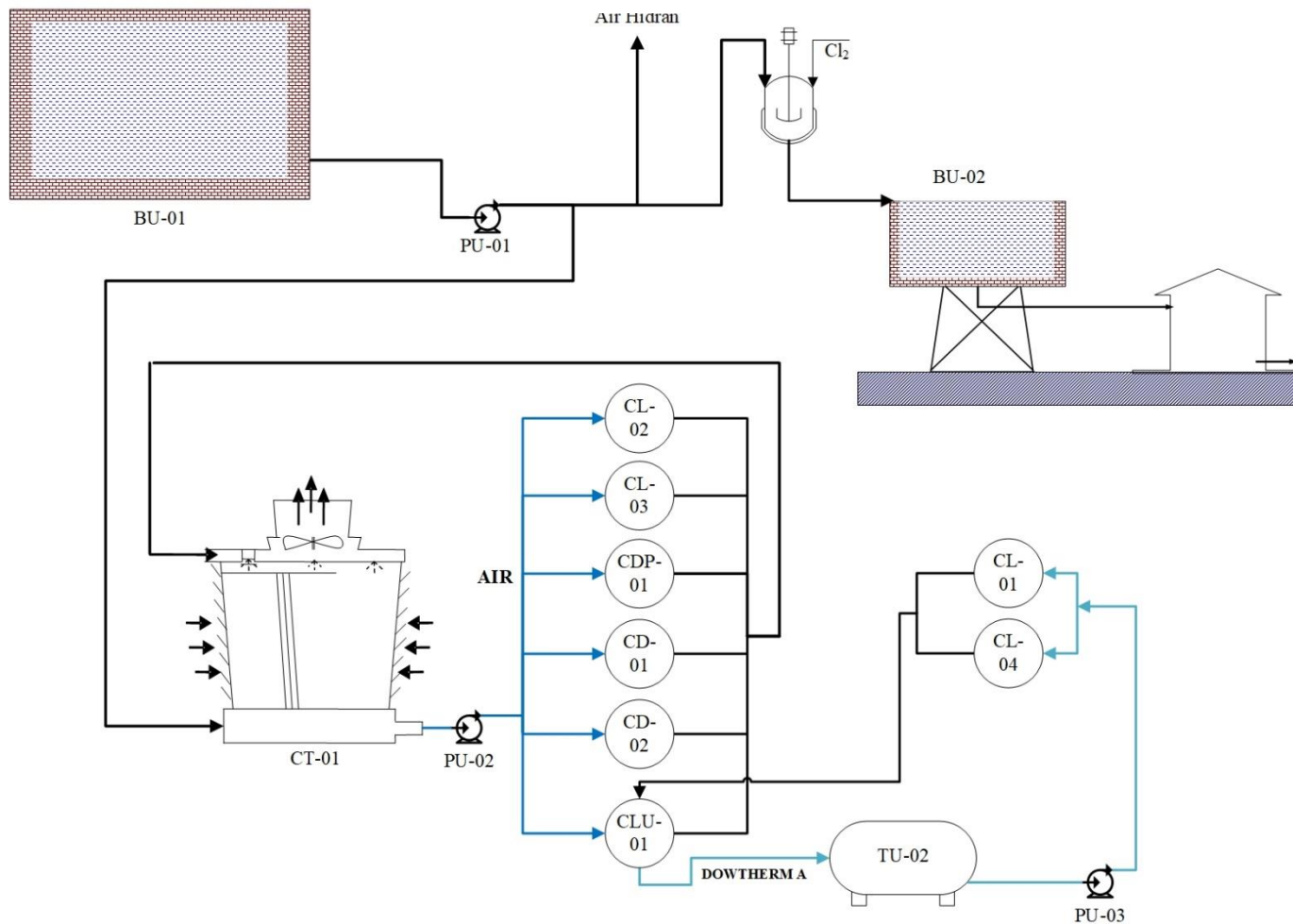
perusahaan. Kebutuhan listrik total sebesar 220 kW. Listrik didapat dari PT. PLN terdekat. Apabila terjadi pemadaman oleh PLN atau hal lain, digunakan generator cadangan dengan kekuatan 220 kW.

#### IV.5 Penyediaan Bahan Bakar

Bahan bakar yang digunakan pada pabrik ini digunakan *Fuel Oil* (solar) untuk bahan bakar *Furnace* dan Generator. Bahan bakar yang digunakan diperoleh dari PT Pertamina. Kebutuhan bahan bakar pabrik ini sebanyak 496,3184 kg/jam.



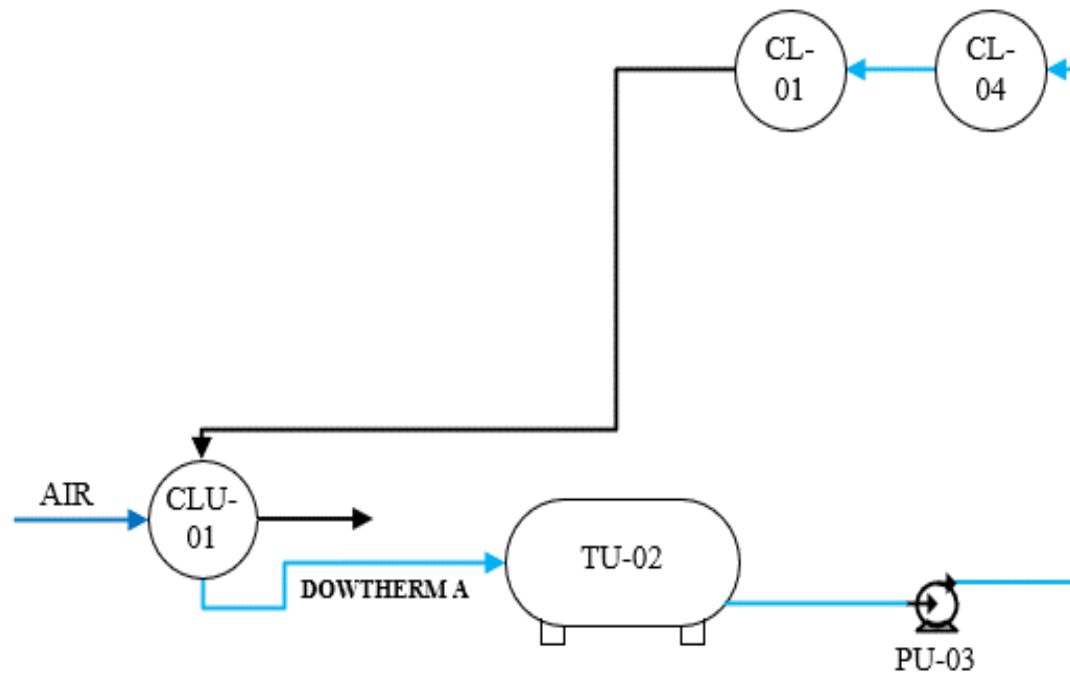
### Diagram Alir Penyediaan Air



Gambar 4.1 Diagram Alir Penyediaan Air



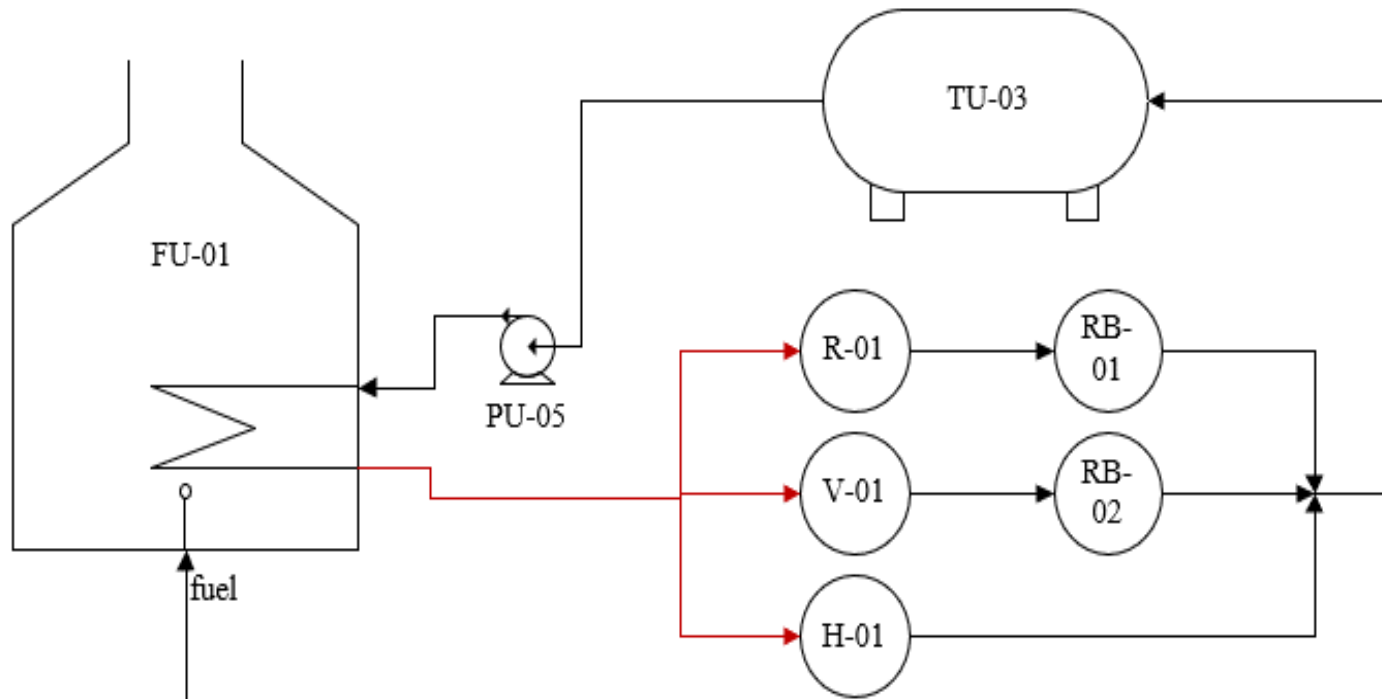
### Diagram Alir Penyediaan Dowtherm A Pendingin



Gambar 4.2 Diagram Alir Penyediaan Dowtherm A Pendingin



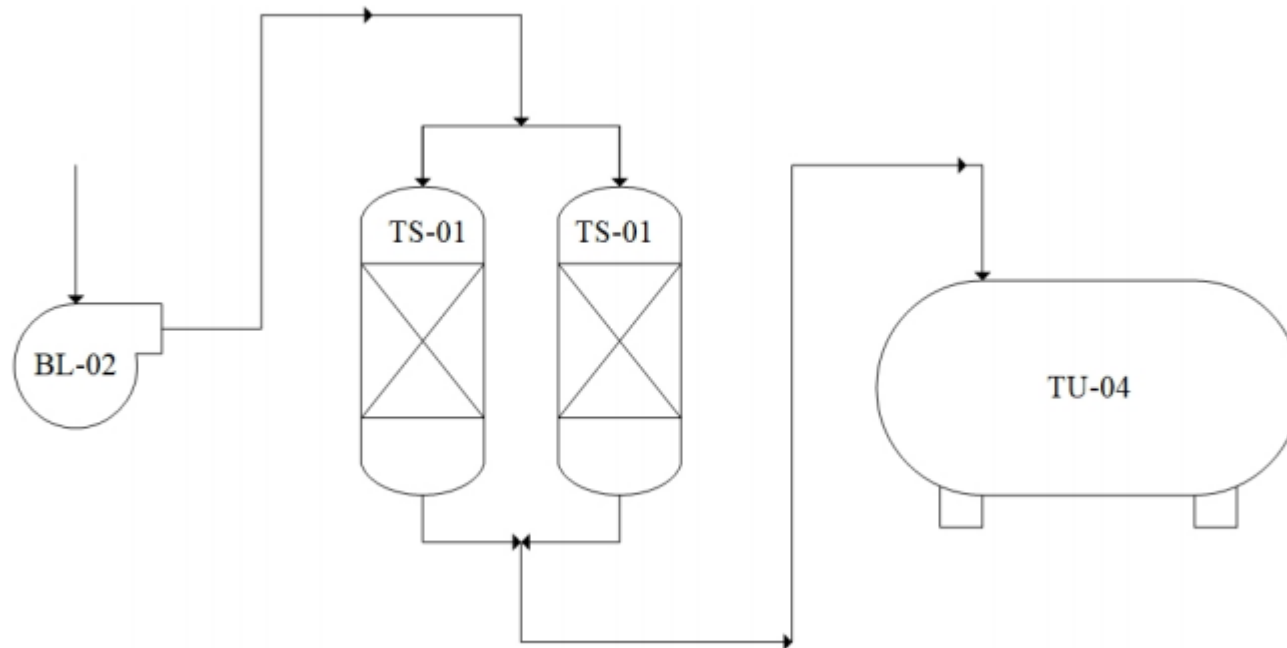
### Diagram Alir Penyediaan Dowtherm A Pemanas



Gambar 4.3 Diagram Alir Penyediaan Dowtherm A Pemanas



### Diagram Alir Penyediaan Udara Tekan



Gambar 4.4 Diagram Alir Penyediaan Udara Tekan



## **BAB V**

### **MANAJEMEN PERUSAHAAN**

#### **V.1 Bentuk Badan Usaha**

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham dan berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal badan hukum terdiri atas saham-saham dan kredit dari dalam dan luar negeri. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh seorang direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dibantu oleh direktur-direktur.

Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, tidak selalu seorang yang dipilih menjadi direktur adalah orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu oleh akuntan pabrik bila dalam perusahaan ada hal-hal yang kurang beres.

Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham apabila mereka bersedia setelah masa jabatannya habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham 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.

Dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut:

1. Kontinuitas perusahaan sebagai badan hukum lebih terjamin sebab tidak tergantung pada pemegang saham, di mana pemegang saham dapat berganti-ganti.
2. Pemegang saham memiliki tanggung jawab yang terbatas terhadap adanya hutang-hutang perusahaan. Ini berarti resiko pemegang saham hanya terbatas



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

sampai besarnya modal yang disetorkan.

3. Dapat memperluas lapangan usaha karena lebih mudah memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Mudah memindahkan hak pemilik dengan menjual saham kepada orang lain.
5. Manajemen dan sosialisasi yang baik memungkinkan pengelolaan sumber-sumber modal secara efisien.
6. Pemegang saham melalui rapat umum dapat memilih Dewan Direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

## V.2 Struktur Organisasi

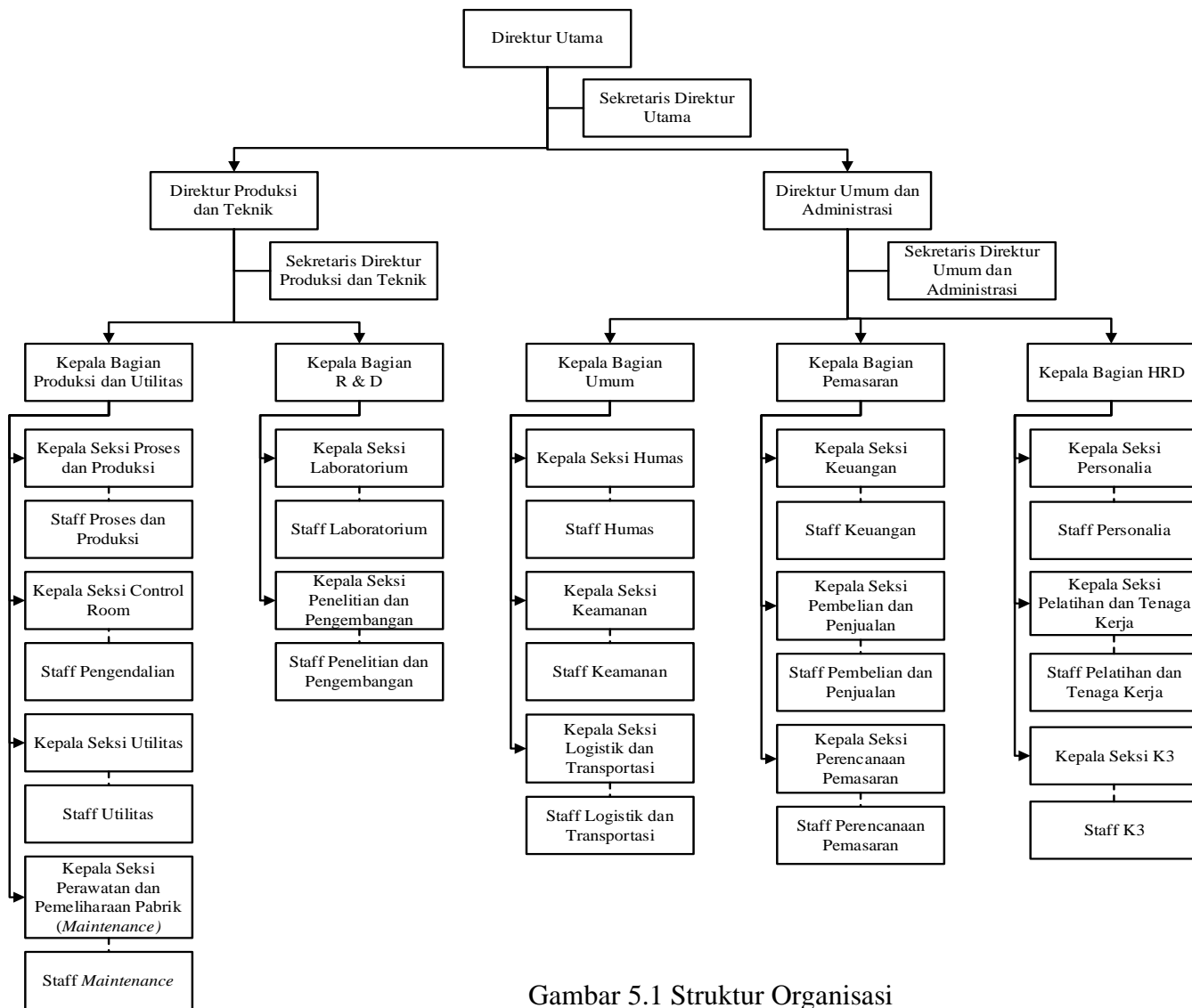
Salah satu faktor yang menunjang kemajuan suatu perusahaan adalah organisasi yang digunakan, karena berhubungan dengan kelancaran komunikasi yang pada akhirnya akan mempengaruhi kinerja perusahaan. Sistem organisasi perusahaan yang dipilih yaitu sistem *staff and line organization* (sistem garis). Pada sistem ini, garis kekuasaan lebih sederhana dan praktis pada pembagian tugas kerja, dimana seorang karyawan hanya bertanggung jawab pada seorang atasan saja. Kekuasaan mengalir secara langsung dari direksi dan kemudian ke kepala bagian, ke kepala seksi, diteruskan ke karyawan-karyawan dibawahnya dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberi saran kepada direktur. Kelebihan pada sistem organisasi ini adalah sebagai berikut :

1. Adanya kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang jelas.
2. Pimpinan dapat lebih cepat mengambil keputusan dan lebih cepat dalam pemberian perintah, sebab perintah tersebut dapat diberikan secara langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
3. Mengingat biaya, sebab pimpinan berbagai kegiatan hanya dipegang oleh satu orang saja.



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

STRUKTUR ORGANISASI



Gambar 5.1 Struktur Organisasi





### V.3 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik Aseton ini direncanakan memiliki pekerja sebanyak 150 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu :

a. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas dan semua karyawan bagian umum. Jam kerja yang berlaku untuk karyawan *non* produksi dalam seminggu adalah 6 hari dengan jumlah kerja maksimum 40 jam dalam seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan *non* produksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut:

Hari Senin - Jumat : Jam 08.00 – 16.00 WIB

Hari Sabtu : Jam 08.00 – 13.00 WIB

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

Hari Senin - Jumat : Jam 12.00 – 13.00 WIB

Hari Sabtu : -

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

b. Karyawan *Shift*

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian *shift* dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara



SKRIPSI  
 PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
 ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
 KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

terus menerus. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* sebagai berikut :

Shift I : Pukul 07:30 – 15:30

Shift II : Pukul 15:30 – 23:30

Shift III : Pukul 23:30 – 07:30

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian *shift* setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan *shift* bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan produksi tidak libur. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian controll room, laboratorium dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian *shift* seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya.

Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 5.1 Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	
Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
B	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
C	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	
D	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I

Keterangan :

1, 2, 3, ... : Hari kerja

I, II, III : Jam kerja (*shift*)

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



: Libur



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

#### V.4 Jumlah Karyawan

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik ini adalah :

Tabel 5.2 Jumlah Tenaga Kerja

Jabatan	Jumlah
Direktur Utama	1
Direktur Bagian	2
Sekretaris	3
Kepala Bagian	5
Kepala Seksi	15
Staff Seksi	30
Operator Lapangan	31
Dokter	2
Perawat	4
Satpam	8
Driver	5
Cleaning Service	4
Laboran	8
Control Room	8
Listrik dan Instrumentasi	8
Supervisor	8
HSE & Damkar	8
Jumlah Tenaga Kerja	150

Fasilitas dan jaminan sosial

Untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan berikut:

- Tunjangan istri/suami sebesar 15% dari gaji pokok
- Tunjangan anak sebesar 2 % dari gaji pokok



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

---

- c. Cuti selama 12 hari tiap tahun dan mendapat uang cuti sebesar 1 bulan gaji.

Fasilitas dinas yang diberikan pada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan.

- a. Fasilitas air bersih
- b. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak
- c. Memberikan pakaian kerja 2 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 1 kali dalam setahun
- d. Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi perusahaan
- e. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan
- f. Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya
- g. Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan, dan asuransi hari tua.



---

## BAB VI

### EVALUASI EKONOMI

Perhitungan evaluasi ekonomi Prarancangan Pabrik Aseton dengan kapasitas 30.000 Ton/Tahun, meliputi Modal investasi (*Capital Investment*), Biaya produksi (*Manufacturing Cost*), Pengeluaran umum (*General Expense*), Penjualan dan keuntungan (*Sales & Profit*), dan Analisis kelayakan.

Untuk perkiraan harga alat digunakan sumber dari Aries and Newton “*Plant Design and Economics for Chemical Engineers*” dan [matche.com](http://matche.com). Diambil harga indeks pada tahun 1954 sebesar 185 dan indeks tahun 2024 sebesar 626,712. Kurs Dollar Juni 2020, US\$ 1 = Rp 14.261,50 (sumber: [www.bi.go.id](http://www.bi.go.id)).

#### VI.1 Modal Investasi (*Capital Investment*)

Modal investasi (*Capital Investment*) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa biaya yang diperlukan untuk membangun fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries & Newton, 1955).

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

*Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi serta pembuatannya. *Fixed Capital Investment* yang diperlukan sebesar Rp 196.171.977.091,88 dan \$ 9.701.079,76

##### b. *Working Capital*

*Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha / modal dari suatu pabrik selama waktu tertentu. *Working Capital* yang diperlukan sebesar Rp 67.627.480.375,31

#### VI.2 Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)

*Manufacturing Cost* adalah biaya yang berhubungan secara langsung dengan proses produksi. *Manufacturing Cost* yang diperlukan sebesar Rp 136.714.330.246,96 dan \$ 32.946.986,97

#### VI.3 Pengeluaran Umum (*General Expenses*)

*General Expenses* adalah pengeluaran umum pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti biaya administrasi,



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

laboratorium, dan *research. General Expenses* yang diperlukan sebesar Rp 20.998.137.127,74 dan \$ 3.982.925,10.

#### VI.4 Penjualan dan Keuntungan (*Sales and Profit*)

Harga jual produk ditentukan dari harga dasar dan keuntungan yang diinginkan. Harga dasar produk Aseton yaitu Rp 22.995,70 /kg. keuntungan yang diinginkan sebesar 23%, sehingga diperoleh harga jual produk Aseton yaitu Rp 28.284,71 /kg.

Keuntungan sebelum pajak = Rp 158.670.301.543,52

Keuntungan setelah pajak = Rp 153.910.192.497,22

#### VI.5 Analisis Kelayakan

##### a. *Return on Investment (ROI)*

*Return on Investment* 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 sebelum pajak : 23,46%

ROI sesudah pajak : 22,76%

##### b. *Pay out Time (POT)*

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

POT sebelum pajak : 2,99 tahun

POT sesudah pajak : 3,05 tahun

##### c. *Break Even Point (BEP)*

*Break Even Point* adalah kondisi di mana perusahaan hanya mampu menjual (%) kapasitas produk yang dimaksud dan hasil penjualannya hanya mampu untuk membayar biaya pengeluaran total sehingga pabrik dikatakan tidak untung maupun tidak rugi. BEP diperoleh pada 41,43% kapasitas produksi.



SKRIPSI  
PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
ASETON DARI ISOPROPIL ALKOHOL  
KAPASITAS PRODUKSI 30.000 TON/TAHUN

d. **Shut Down Point (SDP)**

*Shut Down Point* adalah kondisi di mana hasil penjualan produk pada (%) kapasitas yang dimaksud hanya mampu untuk membayar *Fixed Cost* dan tidak mampu membayar pengeluaran yang lain sehingga lebih baik pabrik tutup. SDP terjadi pada 16,98% kapasitas produksi.

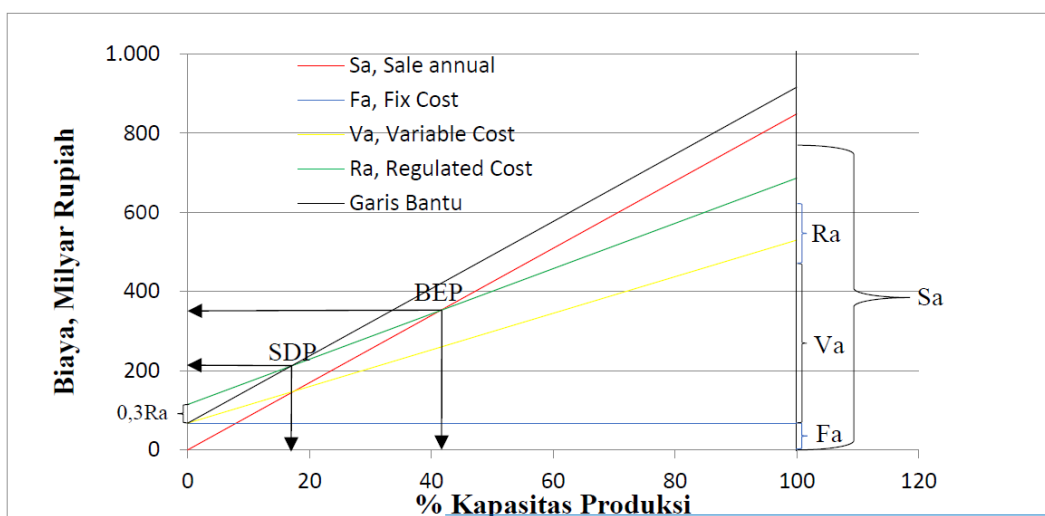
e. **Discounted Cash Flow Rate (DCFR)**

*Discounted Cash Flow Rate* merupakan sistem perhitungan tingkat suku bunga usaha dari penerimaan berupa *cash flow* yang dihitung secara periodik per 1 tahun dengan sistem bunga berganda selama masa servis (9 tahun umur pabrik) secara *future to present* dari modal yang ditanamkan.

DCFR adalah piranti untuk mengukur apakah sebuah investasi menarik atau tidak. Investasi ke pabrik menarik apabila DCFR lebih besar dari bunga bank. Dari hasil analisis, DCFR yang diperoleh sebesar 30,6%.

Analisis *Discounted Cash Flow*:

Umur pabrik = 9 tahun  
*Salvage value* = Rp 134.212.283.223,63  
*Cash flow* = Annual profit + Depresiasi + Finance  
= Rp 221.537.672.872,52



Gambar 6.1 BEP dan SDP



## BAB VII KESIMPULAN

Evaluasi ekonomi ditentukan dari golongan resiko pabrik. Berdasarkan analisis resiko pabrik, pabrik tergolong *low risk*. Perhitungan evaluasi ekonomi yang sudah dilakukan :

### A. Keuntungan yang diperoleh :

Keuntungan sebelum pajak = Rp 158.670.301.543,52

Keuntungan setelah pajak = Rp 153.910.192.497,22

### B. Return of Investment (ROI)

ROI sebelum pajak = 23,46%

ROI sesudah pajak = 22,76%

### C. Pay Out Time (POT)

POT sebelum pajak = 2,99 tahun

POT sesudah pajak = 3,05 tahun

D. Break Event Point (BEP) = 41,43%

E. Shut Down Point (SDP) = 16,98%

F. Discounted Cash Flow (DCF) = 30,60%

Tabel 7.1 Analisa Kelayakan Ekonomi

Analisis		Tolak Ukur	Hasil evaluasi	Keterangan
ROI	Sebelum Pajak	ROI > 11% ( <i>Low Risk</i> )	23,46%	Layak
	Sesudah Pajak	ROI > 44% ( <i>High Risk</i> )	22,76%	( <i>Low Risk</i> )
POT	Sebelum Pajak	POT < 5 tahun ( <i>Low Risk</i> )	2,99 Tahun	Layak
	Sesudah Pajak	POT < 2 tahun ( <i>High Risk</i> )	3,05 Tahun	( <i>Low Risk</i> )
BEP		40 % - 60 %	41,43%	Layak
SDP		-	16,98%	-
DCF		10%	30,60%	Layak

Berdasarkan hasil perhitungan di atas, dapat disimpulkan bahwa Pabrik Aseton dari Isopropil Alkohol layak dikaji lebih lanjut dan dapat dipertimbangkan untuk didirikan.



## DAFTAR PUSTAKA

- Aries, Robert S., and Robert D. Newton, 1955, *Chemical Engineering Cost Estimation*, McGraw-Hill Book Company, Inc., New York.
- Brownell, L. E., and Young, E. H., 1959, *Process Equipment Design*, John Wiley & Sons, Inc., New York.
- Coulson, J. M., and Richardson, J. F., 2005, *Chemical Engineering Design vol. 6*, 4<sup>th</sup> ed., Elsevier Butterworth-Heinemann, Oxford.
- Fogler, H. Scott, 2004, *Elements of Chemical Reaction Engineering 3rd edition*, New Delhi, Prentice-Hall India.
- Kern, Donald Q., 1983, *Process Heat Transfer*, International Student Edition, McGraw-Hill Book Company Japan Ltd., Tokyo.
- Kirk, R.E. and Othmer, D.F., 1998, *Encyclopedia of Chemical Technology*, 4<sup>th</sup> ed., John Wiley and Sons, Inc., New York.
- Ludwig, Ernest E., 1999, *Applied Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol.1,2,3*, 3<sup>rd</sup> ed., Gulf Publishing Co., Texas.
- McCabe, W. L., Smith J. C., Harriot P., 1993, *Unit Operations of Chemical Engineering*, McGraw-Hill book Co., Singapore.
- Moore, L. Richard, 2010, *Implementation of DOWTHERM A Properties into RELAP5-3D/ATHENA*, Idaho National Laboratory.
- Perry, R. H., and Chilton, C.H., 2008, *Perry's Chemical Engineers Handbook*, 8<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill Companies, Inc., New York.
- Peters, M. S., and Timmerhaus, K. D., 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill Book Co., Singapore.
- Rase, H. F., 1990, *Chemical Reactor Design for Process Plants vol. 2*, John Wiley & Sons, New York.

- Rioux, R.M., and Vannice, M.A., 2005, *Dehydrogenation of Isopropyl Alcohol on Carbon-Supported Pt and Cu-Pt Catalysts*, *Journal of Catalysis*, 233, 147-165.
- Silla, H., 2003, *Chemical Process Engineering Design and Economics*, Marcel Dekker, Inc., New York.
- Smith, J.M., and Van Ness, H.C., 2001, *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics.*, 6<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill Book Co., Inc., New York.
- Sularso, Tahara H., 2000, *Pompa dan Kompresor*, PT Pradnya Paramita, Jakarta.
- Towler, G., Sinnott R., 2008, *Chemical Engineering Design Principles, Practice, and economics of plant and process design*, Elsevier Inc., Oxford
- Treyball, R. E., 1981, *Mass Transfer Operation*, 3<sup>rd</sup> ed., McGraw-Hill Book Company, Singapore.
- Turton, R., Richard C. B., Wallace B. W., Joseph A. S., 2009, *Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes* 3<sup>rd</sup> ed., Pearson Education, Inc., Boston.
- Ulrich.G.D., 1984, *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. John Wiley & Sons Inc, New York.
- Wallas, Stanley M., 1990, *Chemical Process Equipment*, Butterworth-Heinemann, Newton.
- White, Frank M., 2009, *Fluid Mechanics* 7<sup>th</sup> ed., McGraw-Hill Companies, Inc., New York.
- Yaws, Carl L., 1999, *Chemical Properties Handbook*, McGraw-Hill Companies, Inc. New York.
- <https://bpjs-kesehatan.go.id/bpjs/home> diakses pada Juli 2020
- <https://www.bps.go.id/> diakses pada 05 Mei 2019
- <https://www.shell.com> diakses pada Mei 2019
- matche.com, "Equipment Cost", diakses pada Juni 2020

[www.alibaba.com/](http://www.alibaba.com/) diakses pada Mei 2019

[www.bpjsketenagakerjaan.go.id](http://www.bpjsketenagakerjaan.go.id) diakses pada Juli 2020

[www.chemengonline.com](http://www.chemengonline.com), "Annual Plant Cost Index", diakses pada Juni 2020

---

**REAKTOR (R-01)**

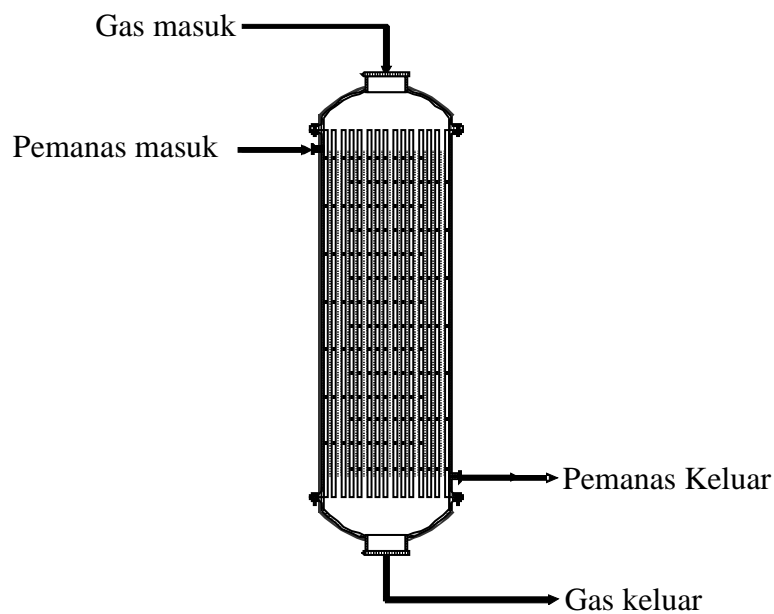
Fungsi : Mereaksikan dehidrogenasi Isopropil Alkohol untuk menghasilkan produk Aseton dan Hidrogen

Fase : Gas-gas, katalis padat

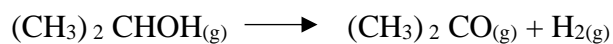
Jenis Reaktor : Reaktor Non-Isothermal Non-Adiabatic

Tipe Reaktor : Reaktor Fixed Bed Multitubular

Sketsa :



Reaksi yang terjadi :



Kondisi Operasi : Suhu operasi (T) = 220-350 °C

Tekanan operasi (P) = 2 bar

(Richard Turton, 1995)

Data Katalis	: 94% Cu- 6% Pt
Wujud	: Butiran (padat)
Diameter	: 0,007 m
Porositas	: 0,5
Rapat massa	: 9671,8 kg/m <sup>3</sup>

## Komposisi Umpan Masuk Reaktor

Komponen	Mr (kg/kmol)	Masuk	
		kmol/jam	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60.096	72.53754	4359.215899
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58.08	0.065284	3.791670458
H <sub>2</sub>	2.016	0	0
H <sub>2</sub> O	18.015	34.67323	624.638197
Total		107.276	4987.645767

## Tabel Stoikiometri

Komponen	Masuk	Terbentuk dari Reaksi	Keluar
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	FA <sub>0</sub>	-FA <sub>0</sub> .X <sub>A</sub>	FA <sub>0</sub> .(1-X <sub>A</sub> )
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	FB <sub>0</sub>	+FA <sub>0</sub> .X <sub>A</sub>	FB <sub>0</sub> + FA <sub>0</sub> .X <sub>A</sub>
H <sub>2</sub>	FC <sub>0</sub>	+FA <sub>0</sub> .X <sub>A</sub>	FC <sub>0</sub> + FA <sub>0</sub> .X <sub>A</sub>
H <sub>2</sub> O	FD <sub>0</sub>	-	FD <sub>0</sub>
<b>Total</b>	Ft <sub>0</sub>	+FA <sub>0</sub> .X <sub>A</sub>	Ft = Ft <sub>0</sub> + FA <sub>0</sub> .X <sub>A</sub>

Menghitung Tekanan Parsial masing-masing komponen:

$$P_A = \frac{F_A}{F_t} \cdot P_t = \frac{F_{A0}(1-X_A)}{F_{t0} + F_{A0} \cdot X_A} \cdot P_t$$

$$P_B = \frac{F_B}{F_t} \cdot P_t = \frac{F_{B0} + F_{A0} \cdot X_A}{F_{t0} + F_{A0} \cdot X_A} \cdot P_t$$

$$P_C = \frac{F_C}{F_t} \cdot P_t = \frac{F_{C0} + F_{A0} \cdot X_A}{F_{t0} + F_{A0} \cdot X_A} \cdot P_t$$

$$P_D = \frac{F_D}{F_t} \cdot P_t = \frac{F_{D0}}{F_{t0} + F_{A0} \cdot X_A} \cdot P_t$$

### Kinetika Reaksi

Diperoleh dari jurnal, R.M. Rioux, M.A., 2005 Vannice “*Dehydrogenation of Isopropyl Alcohol on Carbon-Supported Pt and Cu-Pt Catalysts*”, Department of Chemical Engineering, Pennsylvania State University, University Park, PA 16802, USA. Reaksi Dehidrogenasi Isopropil Alkohol termasuk reaksi orde satu yang bersifat endotermik. Persamaan laju reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:

$$r_{\text{Ace}} = \frac{k K_{\text{IPA}} P_{\text{IPA}}}{(1 + K_{\text{IPA}} P_{\text{IPA}} + K_{\text{H}_2}^{1/2} P_{\text{H}_2}^{1/2} + K_{\text{Ace}} P_{\text{Ace}})^2}$$

Dengan:

$$k = 2,92 \mu\text{mol/s.g} = 2,92 \frac{\mu\text{mol}}{\text{s.g}} \times \frac{1 \text{ kmol}}{10^9 \mu\text{mol}} \times \frac{1000 \text{ g}}{1 \text{ kg}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}}$$

$$= 0,010512 \text{ kmol/kg.jam}$$

$$K_{\text{IPA}} = 6,92/\text{atm}$$

$$K_{\text{H}_2} = 0,07/\text{atm}$$

$$K_{\text{ACE}} = 2,96/\text{atm}$$

$$P_{\text{IPA}} = \text{Tekanan Parsial Isopropil Alkohol [atm]}$$

$$P_{\text{H}_2} = \text{Tekanan Parsial Hidrogen [atm]}$$

$$P_{\text{ACE}} = \text{Tekanan Parsial Aseton [atm]}$$

$$r_{\text{ACE}} = \text{Laju reaksi Aseton [kmol/kg.jam]}$$

### Menentukan Enthalpy Reaksi

Data kapasitas panas ( $C_p f(T)$ ) dan pemanasan pembentukan 298 K

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$					$\Delta H_f^{\circ} 298 \text{ K}$ (kJ/mol)
	A	B	C	D	E	
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	25,535	2,1203 e-01	5,3492 e-05	-1,4727 e-07	4,9060 e-11	-272,59
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	35,918	9,3896 e-02	1,8730 e-04	-2,1643 e-07	6,3174 e-11	-217,57
H <sub>2</sub>	25,399	2,0178 e-02	-3,8549 e-05	3,1880 e-08	-8,7585 e-12	0

(Yaws, 1999)

**Kapasitas Panas Komponen Fasa Gas (Cp)**

Dihitung dengan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan :

$C_p$  = kapasitas panas fase gas (kJ/kmol K)

A,B,C,D = koefisien regresi

T = suhu operasi (K)

Data konstanta masing-masing komponen diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999 sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub>	25.399	2.02E-02	-3.85E-05	3.19E-08	-8.76E-12
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	35.918	9.39E-02	1.87E-04	-2.16E-07	6.32E-11
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	25.535	2.12E-01	5.35E-05	-1.47E-07	4.94E-11
H <sub>2</sub> O	33.933	-8.42E-03	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12

(Yaws, 1999)

**Viskositas Fasa Gas ( $\mu$ )**

Mengikuti persamaan

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Dengan :

A,B,C,D dan E = konstanta

T = suhu operasi (K)

$\mu$  = viskositas (micropoise)

Data konstanta masing-masing komponen diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999 sebagai berikut:

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub>	27.758	2.12E-01	-3.28E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-4.055	0.26655	-5.6936E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-10.859	0.30873	-4.8098E-05
H <sub>2</sub> O	-36.826	4.29E-01	-1.62E-05

(Yaws, 1999)

Untuk mencari viskositas gas campuran, digunakan persamaan:

$$\mu_m = \frac{\sum y_i \mu_i \text{BM}_i^{0.5}}{\sum y_i \text{BM}_i^{0.5}}$$

Keterangan

$y_i$  = fraksi mol komponen i

$\mu_i$  = viskositas gas komponen i (micropoise dikonversi menjadi kg/m.jam dikali dengan  $3,6 \times 10^{-4}$ )

$\text{BM}_i$  = berat molekul komponen i [kg/kmol]

### Konduktivitas Termal Fasa Gas (Kth)

Dihitung dengan persamaan:

$$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

Dengan:

A, B, C, D, dan E = konstanta

$K_{\text{gas}}$  = konduktivitas thermal fasa gas (W/m.K)

Data konstanta masing-masing komponen diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999 sebagai berikut:

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub>	0.03951	4.5918E-04	-6.4933E-08
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-0.00084	8.7475E-06	1.0678E-07
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0.07775	-3.6017E-04	5.7593E-07
H <sub>2</sub> O	0.00053	4.7093E-05	4.9551E-08

(Yaws, 1999)

### Rapat Massa ( $\rho$ )

Dihitung dengan persamaan :

$$\rho = \frac{\text{BM} \cdot P}{R \cdot T}$$

Satuan : kmol/m<sup>3</sup>

T = suhu operasi (K)

R = konstanta tetapan gas (L.atm/kmol.K)



---

P = tekanan total (atm)

BM = berat molekul masing-masing komponen (kg/kmol)

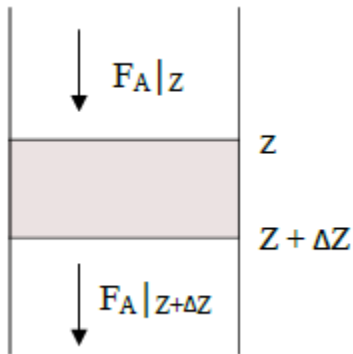
Komponen	BM	$\rho$
H <sub>2</sub>	2.016	7.893E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58.08	2.274E-03
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60.096	2.353E-03
H <sub>2</sub> O	18.015	7.053E-04

Asumsi-asumsi yang digunakan dalam merancang reaktor :

1. Sistem beroperasi dalam keadaan steady state
2. Reaksi berlangsung searah aksial dalam pipa
3. Perpindahan panas berlangsung dari dalam menuju arah luar pipa

**Menyusun Persamaan Matematis**

1. Neraca Massa terhadap Elemen Volume Setebal  $\Delta z$  pada Keadaan Steady State



Laju alir massa masuk – Laju alir massa keluar + Laju generasi = Akumulasi

Pada kondisi steady state,  $R_{acc} = 0$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} + (r_A) \cdot dW = 0$$

$$dW = \rho_{bulk} \cdot dV$$

$$F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z} + (r_A) \cdot \rho_{bulk} \cdot dV = 0$$

$$(F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}) = (-r_A) \cdot \rho_{bulk} \cdot dV$$

$$dV = Nt. at. \Delta z$$

$$(F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z}) = (-r_A) \cdot \rho_{bulk} \cdot Nt. at. \Delta z$$

$$\frac{(F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z})}{\Delta z} = (-r_A) \cdot \rho_{bulk} \cdot Nt. at$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{(F_A|_z - F_A|_{z+\Delta z})}{\Delta z} = (-r_A) \cdot \rho_{bulk} \cdot Nt. at$$

$$-\frac{dF_A}{dz} = (-r_A) \cdot Nt. \rho_{bulk} \cdot at$$

$$F_A = F_{A0} - F_{A0} \cdot X_A$$

maka:

$$F_A = F_{A0} \cdot (1 - X_A)$$

Substitusi ke persamaan di atas, diperoleh:

$$F_{A0} \cdot \frac{dx_A}{dz} = (-r_A) \cdot \rho_{bulk} \cdot Nt. at$$

$$\frac{dx_A}{dz} = \frac{(-r_A) \cdot Nt \cdot \rho_{bulk} \cdot at}{F_{A0}}$$

Dengan nilai awal  $X_A = 0$  pada  $z = 0$

Dimana:

$F_{A0}$  : Laju alir mol Isopropil Alkohol mula-mula [kmol/jam]

$F_A$  : Laju alir mol Isopropil Alkohol [kmol/jam]

$r$  : Laju reaksi [kmol/ m<sup>3</sup>.jam]

$Nt$  : Jumlah pipa

$at$  : Luas penampang pipa [m<sup>2</sup>]

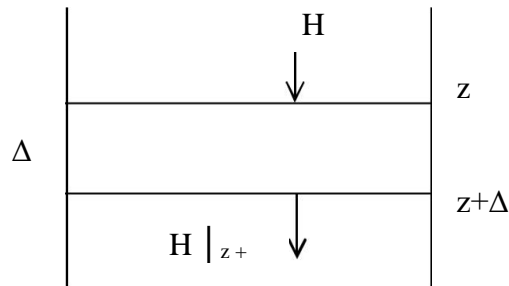
$V$  : Volume reaktor [m<sup>3</sup>]

$\rho_{bulk}$  : Rapat massa katalis [kg/m<sup>3</sup>]

$z$  : Panjang pipa [m]

$X_A$  : Konversi Isopropil Alkohol

## 2. Neraca Panas terhadap Elemen Tinggi Tumpukan Katalis ( $\Delta z$ )



Laju alir panas masuk – Laju alir panas keluar + Panas Generasi – Heat Transfer = Akumulasi

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + r_A \cdot \Delta H r_A \cdot V - U d \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} + r_A \cdot \Delta H r_A \cdot \rho_{bulk} \cdot Nt \cdot at \cdot \Delta z - U d \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p) = 0$$

$$H|_z - H|_{z+\Delta z} = -r_A \cdot \Delta H r_A \cdot \rho_{bulk} \cdot Nt \cdot at \cdot \Delta z + U d \cdot Nt \cdot \Delta z \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{H|_z - H|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -r_A \cdot \Delta H r_A \cdot \rho_{bulk} \cdot Nt \cdot at + U d \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$-\frac{dH}{dz} = -r_A \cdot \Delta H_{rA} \cdot \rho_{bulk} \cdot Nt \cdot at + Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dH}{dz} = r_A \cdot \Delta H_{rA} \cdot \rho_{bulk} \cdot Nt \cdot at - Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

Dengan  $H = \sum F_i \cdot Cp_i (T - T_{reff})$

$$dH = \sum F_i \cdot Cp_i dT$$

$$\sum F_i \cdot Cp_i \frac{dT}{dz} = r_A \cdot \Delta H_{rA} \cdot \rho_{bulk} \cdot Nt \cdot at - Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)$$

$$\frac{dT}{dz} = \frac{-(-r_A) \cdot \Delta H_{rA} \cdot \rho_{bulk} \cdot Nt \cdot at - Ud \cdot Nt \cdot \pi \cdot OD \cdot (T - T_p)}{\sum F_i \cdot Cp_i}$$

Dengan nilai awal  $T = 0$  pada  $z = 0$ . Dimana :

$f_i$  : Laju alir mol komponen i [kmol/jam]

$Cp_i$  : Kapasitas panas komponen i [kJ/kmol.K]

$Ud$  : koefisien transfer panas *overall* [W/m<sup>2</sup> .K]

Dipilih 50 W/m<sup>2</sup> K diambil untuk sistem: Dowtherm A (Hot Fluid) dan Light Organic (Cold Fluid) (Sumber: Kern, 1983 Tabel 8)

$Nt$  : Jumlah pipa

$T$  : Suhu gas dalam pipa [K]

$T_{ref}$  : Suhu referensi [K]

$T_p$  : Suhu pemanas [K]

$OD$  : Diameter luar pipa [m]

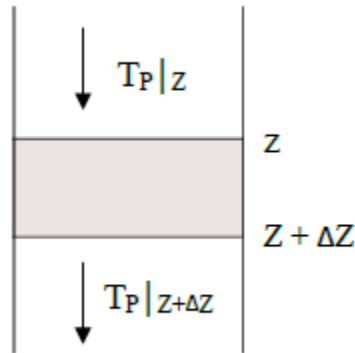
$\Delta Hr$  : Panas reaksi [kJ/kmol]

$F_{A0}$  : Laju alir mol isopropil alkohol mula-mula [kmol/jam]

Menghitung konversi  $Ud$  (kJ/m<sup>2</sup> jam K):

$$Ud = 50 \frac{W}{m^2 K} = 50 \frac{J}{s m^2 K} \times \frac{10^{-3} kJ}{1 J} \times \frac{3600 s}{1 jam}$$

$$Ud = 180 \frac{kJ}{m^2 jam K}$$

3. Neraca Panas Media Pemanas terhadap Elemen Tinggi Tumpukan Katalis ( $\Delta z$ )

Laju alir panas masuk – Laju alir panas keluar + *Heat Transfer* = Akumulasi

$$m_p C_{p_p} T_p|_z - m_p C_{p_p} T_p|_{z+\Delta z} + U d.Nt.\pi.\Delta z.O D.(T - T_p) = 0$$

$$m_p C_{p_p} T_p|_z - m_p C_{p_p} T_p|_{z+\Delta z} = -U d.Nt.\pi.\Delta z.O D.(T - T_p)$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{m_p C_{p_p} T_p|_z - m_p C_{p_p} T_p|_{z+\Delta z}}{\Delta z} = -U d.Nt.\pi.O D.(T - T_p)$$

$$-m_p C_{p_p} \frac{dT_p}{dz} = -U d.Nt.\pi.O D.(T - T_p)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U d.Nt.\pi.O D.(T - T_p)}{m_p C_{p_p}}$$

dengan nilai awal  $T_p = T_{p0}$  pada  $z = 0$

Dimana:

$m_p$  : Laju alir massa pemanas [kmol/jam]

$C_{p_p}$  : Kapasitas panas fluida pemanas [kJ/kmol.K]

4. Penurunan Tekanan (*Pressure Drop*)

Penurunan Tekanan dalam pipa yang berisi katalisator padat dapat diketahui dengan menggunakan persamaan Ergun

$$\frac{dP}{dz} = - \frac{G}{\rho_g \cdot D_p \cdot g_c} \left( \frac{1 - \epsilon}{\epsilon^3} \right) \left[ \frac{150(1 - \epsilon)\mu}{D_p} + 1.75G \right]$$

Sumber: Fogler (1991), *Element of Chemical Engineering 3 edition*

Dengan nilai awal  $P = 2 \text{ bar} = 1,97385 \text{ atm}$  pada  $z = 0$

Berdasarkan buku *Chemical Reactor Design for Process Plant* (Howard F. Rase), penurunan tekanan pada FBCR maksimum 15% dari tekanan total.

Dimana:

- P = Tekanan operasi [atm]  
 G = Laju alir massa gas masuk [ $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{jam}$ ]  
 $\rho_g$  = densitas gas [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]  
 Dp = diameter katalis [m]  
 $\varepsilon$  = porositas katalis  
 $\mu$  = viskositas gas [ $\text{kg}/\text{m} \cdot \text{jam}$ ]  
 $g_c$  =  $4,17 \times 10^8 \text{ lbf} \cdot \text{ft} / \text{jam}^2 \cdot \text{lbf}$

Konversi  $g_c$ :

$$g_c = 4,17 \times 10^8 \frac{\text{lbf} \cdot \text{ft}}{\text{jam}^2 \cdot \text{lbf}} \times \frac{0,454 \text{ kg}}{1 \text{ lbf}} \times \frac{0,3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}} \times \frac{1 \text{ lbf}}{4,448 \text{ N}}$$

$$g_c = 12973050 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}}{\text{jam}^2 \cdot \text{N}}$$

Konversi P (Tekanan):

$$1 \text{ atm} = 101.325 \text{ N}/\text{m}^2 = 101.325 \text{ Pa}$$

Data Katalis 94% Cu- 6% Pt

- Wujud : Butiran (padat)  
 Diameter : 0,007 m  
 Porositas : 0,5  
 Rapat massa :  $9671,8 \text{ kg}/\text{m}^3$

### Persamaan Pendukung

#### a. Ukuran Pipa

Ukuran pipa standar untuk *Fixed Bed Multitube Reactor* berdasarkan buku *Chemical Reactor Design for Process Plant* (Howard F. Rase) berkisar 1 – 2 in. Dari tabel 11 (Kern, 1950), dipilih spesifikasi pipa sebagai berikut:

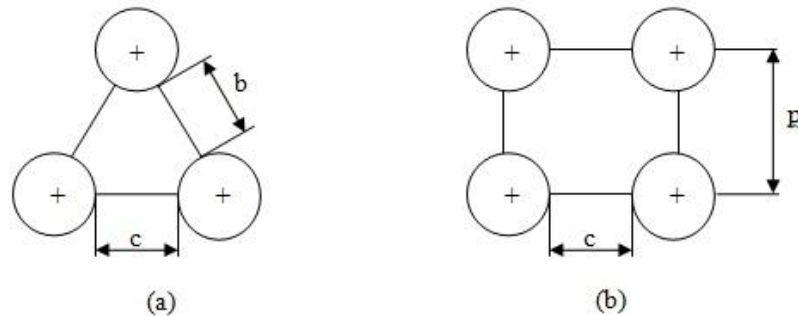
- Schedule No. = 40  
 Nominal Pipe Size (IPS) = 1 in  
 Diameter dalam (ID) = 1,049 in

Diameter luar (OD)	= 1,32 in
Luas aliran per pipa (at)	= 0,864 in <sup>2</sup>
Berat per Panjang pipa	= 1,68 lb baja/ft

## b. Jumlah Pipa

Jumlah pipa yang digunakan berdasarkan pada buku *Chemical Reactor Design for Process Plant* (Howard F. Rase), jumlah pipa standar untuk *Fixed Bed Multitube Reactor* berkisar dari 3000 – 20.000, dipilih jumlah pipa 3000.

## c. Susunan Pipa



Gambar 1. Susunan pipa (a) *Triangular Pitch*, (b) *Square Pitch*

Dipilih susunan pipa *triangular pitch* agar turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam *shell* menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi.

$$\text{Pitch (Pt)} = 1,25 \text{ OD} = 1,65 \text{ in}$$

$$\text{Clearance (C')} = \text{Pt} - \text{OD} = 1,65 \text{ in} - 1,32 \text{ in} = 0,33 \text{ in}$$

Berdasarkan buku *Applied Process Design Vol. 3* (Ludwig) halaman 36, diameter *shell* (IDs) untuk *triangular pitch* ditentukan menggunakan persamaan 10-2 :

$$Nt = \frac{\left[ \frac{(\text{IDs} - K_1)^2 \pi}{4} + K_2 \right] - \text{Pitch}(\text{IDs} - K_1)[K_3(\text{tube pass}) + K_4]}{1,223 \cdot \text{Pitch}^2}$$

Nilai  $K_1$ ,  $K_2$ ,  $K_3$ , dan  $K_4$  merupakan konstanta berdasarkan ukuran dan susunan pipa. Untuk susunan *triangular pitch* memiliki nilai K sebagai berikut:

$$K_1 = 1,080$$

$$K_2 = -0,9$$

$$K_3 = 0,690$$

$$K_4 = -0,8$$

Dengan memasukkan data-data yang sudah ada, didapat nilai diameter *shell* (IDs):

$$\text{IDs} = 112,1164 \text{ in} = 2,8477 \text{ m}$$

d. *Baffle Shell*

Berdasarkan *Chemical Engineering Progress* (Rajiv Mukherjee. 1998), *baffle spacing* optimum berkisar antara 0,3 – 0,6 dari diameter *shell*. Dipilih *Baffle Spacing* 0,5 IDs.

*Baffle cut* dipilih 25%.

Untuk menentukan jumlah *baffle*, digunakan persamaan :

$$N_B = 12 \times \frac{L}{B}$$

Dimana:

NB = Jumlah Baffle

L = Panjang Pipa [m]

B = *Baffle Spacing* [m]

Dari pemodelan matematis di atas, diperoleh persamaan:

1.  $\frac{dx_A}{dz} = \frac{(-r_A).Nt.at}{F_{Ao}}$
2.  $\frac{dT}{dz} = \frac{-(-r_A).\Delta Hr_A.Nt.at - Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{\sum F_i.Cp_i}$
3.  $\frac{dT_p}{dz} = \frac{Ud.Nt.\pi.OD.(T - T_p)}{m_p.Cp_p}$
4.  $\frac{dP}{dz} = -\frac{G}{\rho_g.D_p.g_c} \left( \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \right) \left[ \frac{150(1-\varepsilon)\mu}{D_p} + 1.75G \right]$

### Penyelesaian Persamaan Matematis

Persamaan matematis diselesaikan dengan metode Runge Kutta

Konstanta Runge Kutta ke 1

$$k_1 = \frac{\Delta x_A}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}, T_n, T_{pn}, P_n$$

$$l_1 = \frac{\Delta T}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}, T_n, T_{pn}, P_n$$

$$m_1 = \frac{\Delta T_p}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}, T_n, T_{pn}, P_n$$

$$n_1 = \frac{\Delta P}{\Delta Z} \Delta Z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}, T_n, T_{pn}, P_n$$



Konstanta Runge Kutta ke 2

$$k_2 = \frac{\Delta x_A}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}+k_1/2, T_n+l_1/2, T_{p_n}+m_1/2, P_n+n_1/2$$

$$l_2 = \frac{\Delta T}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}+k_1/2, T_n+l_1/2, T_{p_n}+m_1/2, P_n+n_1/2$$

$$m_2 = \frac{\Delta T_p}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}+k_1/2, T_n+l_1/2, T_{p_n}+m_1/2, P_n+n_1/2$$

$$n_2 = \frac{\Delta P}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}+k_1/2, T_n+l_1/2, T_{p_n}+m_1/2, P_n+n_1/2$$

Konstanta Runge Kutta ke 3

$$k_3 = \frac{\Delta x_A}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}+k_2/2, T_n+l_2/2, T_{p_n}+m_2/2, P_n+n_2/2$$

$$l_3 = \frac{\Delta T}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}+k_2/2, T_n+l_2/2, T_{p_n}+m_2/2, P_n+n_2/2$$

$$m_3 = \frac{\Delta T_p}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}+k_2/2, T_n+l_2/2, T_{p_n}+m_2/2, P_n+n_2/2$$

$$n_3 = \frac{\Delta P}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}+k_2/2, T_n+l_2/2, T_{p_n}+m_2/2, P_n+n_2/2$$

Konstanta Runge Kutta ke 4

$$k_4 = \frac{\Delta x_A}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}+k_3, T_n+l_3, T_{p_n}+m_3, P_n+n_3$$

$$l_4 = \frac{\Delta T}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}+k_3, T_n+l_3, T_{p_n}+m_3, P_n+n_3$$

$$m_4 = \frac{\Delta T_p}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}+k_3, T_n+l_3, T_{p_n}+m_3, P_n+n_3$$

$$n_4 = \frac{\Delta P}{\Delta z} \Delta z \quad \text{dievaluasi pada } x_{An}+k_3, T_n+l_3, T_{p_n}+m_3, P_n+n_3$$

Penyelesaian:

$$Z_{n+1} = Z_n + \Delta z$$

$$x_{An+1} = x_{An} + (k_1 + 2k_2 + 2k_3 + k_4)/6$$

$$T_{n+1} = T_n + (l_1 + 2l_2 + 2l_3 + l_4)/6$$

$$T_{p_{n+1}} = T_{p_n} + (m_1 + 2m_2 + 2m_3 + m_4)/6$$

$$P_{n+1} = P_n + (n_1 + 2n_2 + 2n_3 + n_4)/6$$

Kondisi masuk dan variabel perancangan:

$$Z_0 = 0 \quad (\text{tebal tumpukan katalis, m})$$

$$X_M = 0 \quad (\text{konversi reaksi pada saat bahan masuk})$$

---

T	= 493,15	(suhu bahan masuk reaktor, K)
T <sub>p</sub>	= 633,15	(suhu pemanas Dowtherm A masuk, K)
P	= 1,97385	(tekanan operasi pada saat masuk reaktor, atm)

## Kondisi media pemanas

Media pemanas dipakai : Dowterm A

Kecepatan laju alir : 15000 kg/jam

Kapasitas Panas (C<sub>p</sub>) :  $(-2363,4842 + 39,461021T_p - 0,17024546T_p^2 + 3,903868e-4T_p^3 - 4,421524e-7T_p^4 + 1,9792489e-10T_p^5)/1000$  kJ/kg.K

Suhu masuk : 653,15 K

Pola pengaliran : Co-Current (pemanas dan bahan masuk dari atas)

Fase Pemanas : Cair

(Sumber: Product Technical Data)

**Hasil Simulasi**

Pemodelan Matematis yang telah disusun diselesaikan dengan pemrograman Scilab versi 6.0.1 menggunakan metode numerik Runge Kutta-4 :

```

clc;clear
//Reaksi Dehidrogenasi Isopropil Alkohol menjadi Acetone
//Fixed Bed Multitube Reactor
//Non adiabatis non isothermal

//Konddisi mula-mula
dz = 0.1;
z = (0:dz:9)'; // Panjang reaktor, meter
n = length(z);

Y(1,1) = 0; // Konversi
Y(1,2) = 220 + 273.15; // Temperatur Reaktor, Kelvin
Y(1,3) = 380 + 273.15; // Temperatur Pemanas, Kelvin
Y(1,4) = 1.97385; // Tekanan awal, atm

phi=3.14159;

//A = Isopropil Alkohol
//B = Acetone
//C = Hidrogen
//D = Air

function D=F(z, xA, T, Tp, P)
// Data Neraca Massa Masuk (kg/h)
mA0 = 4359.215899;
mB0 = 3.791670458;
mC0 = 0;
mD0 = 624.638197;
mT0 = mA0 + mB0 + mC0 + mD0;

// Berat Molekul (kg/kmol)
BMA = 60.096; // Isopropil Alkohol
BMB = 58.08; // Acetone
BMC = 2.016; // Hidrogen
BMD = 18.015; //Air

// Data Neraca Mol Masuk (kmol/h)
FA0 = mA0/BMA;
FBO = mB0/BMB;
FC0 = mC0/BMC;
FDO = mD0/BMD;
FT0 = FA0 + FBO + FC0 + FDO;

// Data Neraca mol keluar (kmol/h)
FA = FA0*(1-xA); // Isopropil Alkohol
FB = FBO + FA0*xA; // Acetone
FC = FC0 + FA0*xA; // Hidrogen
FD = FDO; // Air

```

---

```

FT = FA + FB + FC + FD ; // Mol total keluar

// Data fraksi Mol Keluar
yA = FA/FT;
yB = FB/FT;
yC = FC/FT;
yD = FD/FT;

// BM Campuran (kg/kmol)
BMT = yA*BMA + yB*BMB + yC*BMC + yD*BMD;

// Data Neraca Massa Keluar (kg/h)
mA = FA*BMA;
mB = FB*BMB;
mC = FC*BMC;
mD = FD*BMD;
mT = mA + mB + mC + mD; // Massa total setelah reaksi

// Data Fraksi Massa keluar
ymA = mA/mT;
ymB = mB/mT;
ymC = mC/mT;
ymD = mD/mT;

//Tekanam Parsial (atm)
PA = yA*P;
PB = yB*P;
PC = yC*P;
PD = yD*P;

// Data pemanas yang dibutuhkan
FP = 15000; //kg/jam
CpP = (-2363.4842+39.461021*Tp-0.17024546*Tp^2+3.903868e-4*Tp^3-4.421524e-7*Tp^4+1.9792489e-10*Tp^5)/1000; //Dowtherm A kJ/kg.K

Ud = 50*3,6; // kJ/m^2/jam/K

//Memilih tube (IPS = 1 in, Table 11. Kern)
ODt = 1.32*0.0254; // m
IDt = 1.049*0.0254; // m
at = 0.864*0.0254^2; // m^2, luas tube
//at0 = 0.344; ft^2/ft
//L = 13; ft/batang
nt = 3000; // Jumlah tube, Trial dalam range FBCR nt = 3000 - 20000

IDs = 112.1164*0.0254; // m
Pt = 1.65*0.0254; // m

// Data Ukuran Katalis
eps = 0.5; // Porositas
Dp = 0.007; // m, diameter katalis
rhoK = 9671.8; // kgkat./m^3

```

---

---

```

// Data kapasitas panas (Cp = A + B*T + C*T^2 + D*T^3 + E*T^4, J/mol/K)
CpA = abs(25.535 + 2.1203e-1*T + 5.3492e-5*T^2 - 1.4727e-7*T^3 + 4.906e-11*T^4); // Isopropil Alkohol
CpB = abs(35.918 + 9.3896e-2*T - 1.873e-4*T^2 - 2.1643e-7*T^3 + 6.3174e-11*T^4); // Acetone
CpC = abs(25.399 + 2.0178e-2*T - 3.8549e-5*T^2 + 3.188e-8*T^3 - 8.7585e-12*T^4); // Hidrogen
CpD = abs(33.933 - 8.4186e-3*T + 2.9906e-5*T^2 - 1.7825e-8*T^3 + 3.6934e-12*T^4); // Air

// Data Neraca Panas Reaksi Utama
sigA = - 25.535 + 35.918 + 25.399;
sigB = - 2.1203e-1 + 9.3896e-2 + 2.0178e-2;
sigC = - 5.3492e-5 - 1.873e-4 - 3.8549e-5;
sigD = 1.4727e-7 - 2.1643e-7 + 3.188e-8;
sigE = - 4.906e-11 + 6.3174e-11 - 8.7585e-12;
sigCpdT = sigA*(T-298.15) + sigB/2*(T^2-298.15^2) + sigC/3*(T^3-298.15^3) + sigD/4*(T^4-298.15^4) +
sigE/5*(T^5-298.15^5); // kJ/kmol

dHr0 = 55020; // kJ/kmol
dHr1 = dHr0 + sigCpdT; // kJ/kmol

// Sigma Fi*Cpi (kJ/h/K)
FiCpi = (FA*CpA + FB*CpB + FC*CpC + FD*CpD);

// Data Densitas (kg/m3)
rhoA = P*yA*BMA/(0.082*T); // Isopropil Alkohol
rhoB = P*yB*BMB/(0.082*T); // Acetone
rhoC = P*yC*BMC/(0.082*T); // Hidrogen
rhoD = P*yD*BMD/(0.082*T); // Air
rhoT = (ymA*rhoA + ymB*rhoB + ymC*rhoC + ymD*rhoD); // Densitas campuran

//Data Viskositas (Gas = A+B*T+C*T^2)
miuA = (-10.859+0.30873*T-4.8098e-5*T^2)*10^-7*3600 // Viskositas Isopropil Alkohol Gas
miuB = (-4.055+0.26655*T-5.6936e-6*T^2)*10^-7*3600 // Viskositas Acetone Gas
miuC = (27.758+2.12e-1*T-3.28e-5*T^2)*10^-7*3600 // Viskositas Hidrogen Gas
miuD = (-36.826+4.29e-1*T-1.62e-5*T^2)*10^-7*3600 // Viskositas Air

//Sigma Atas
atas = yA*miuA*(BMA^0.5)+yB*miuB*(BMB^0.5)+yC*miuC*(BMC^0.5)+yD*miuD*(BMD^0.5)
//Sigma Bawah
bawah = yA*(BMA^0.5)+yB*(BMB^0.5)+yC*(BMC^0.5)+yD*(BMD^0.5);

miuT=(atas/bawah); //Viskositas gas campuran (kg/m.jam)

k = 2.92*10^-9*3600*1000 //kmol/h/kg
KA = 6.92 //atm^-1
KB = 2.96 //atm^-1
KC = 0.07 //atm^-1
rA = (k*KA*PA)/(1+KA*PA+KB*PB+KC^0.5*PC^0.5)^2 //[kmol/kg/h]

// Fluks massa per tube (kg/jam/m^2)
G = mT/3600/(22/7*(IDt^2)/4)/nt;
gc = 12973050 //[kg.m/jam^2/N]

// Persamaan Differensial
dxAdz = rA*at*nt*rhoK/FA0;

```

---

```

dTdz = ((-rA*dHr0*nt*at*rhoK) - (Ud*nt*phi*ODt*(T-Tp)))/FiCpi;
dTpdz = Ud*phi*ODt*nt*(T-Tp)/(FP*CpP);
dPdz = ((-G*(1-eps))/((rhoT*Dp*gc*eps^3)))*((150*(1-eps)*miuT/Dp)+(1.75*G));

D = [dxAdz,dTdz,dTpdz,dPdz];
endfunction

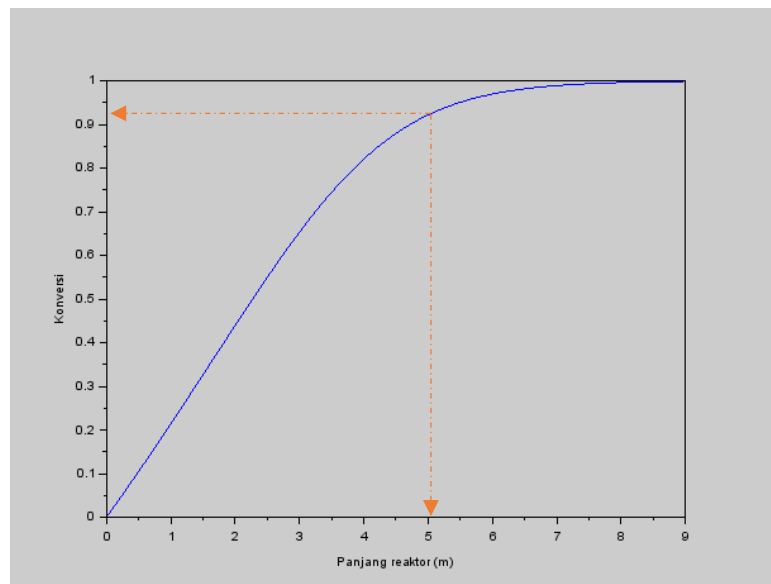
// Metode RK-4
function k=K(z, xA, T, Tp, P)
k1 = F(z,xA,T,Tp,P);
k2 = F(z+dz/2,xA+k1(1)*dz/2,T+k1(2)*dz/2,Tp+k1(3)*dz/2,P+k1(4)*dz/2);
k3 = F(z+dz/2,xA+k2(1)*dz/2,T+k2(2)*dz/2,Tp+k2(3)*dz/2,P+k2(4)*dz/2);
k4 = F(z+dz,xA+k3(1)*dz,T+k3(2)*dz,Tp+k3(3)*dz,P+k3(4)*dz);
k = k1 + 2*(k2 + k3) + k4;
endfunction

for i=1:n-1
Y(i+1,1:4) = Y(i,1:4) + K(z(i),Y(i,1),Y(i,2),Y(i,3),Y(i,4))*dz/6;
end

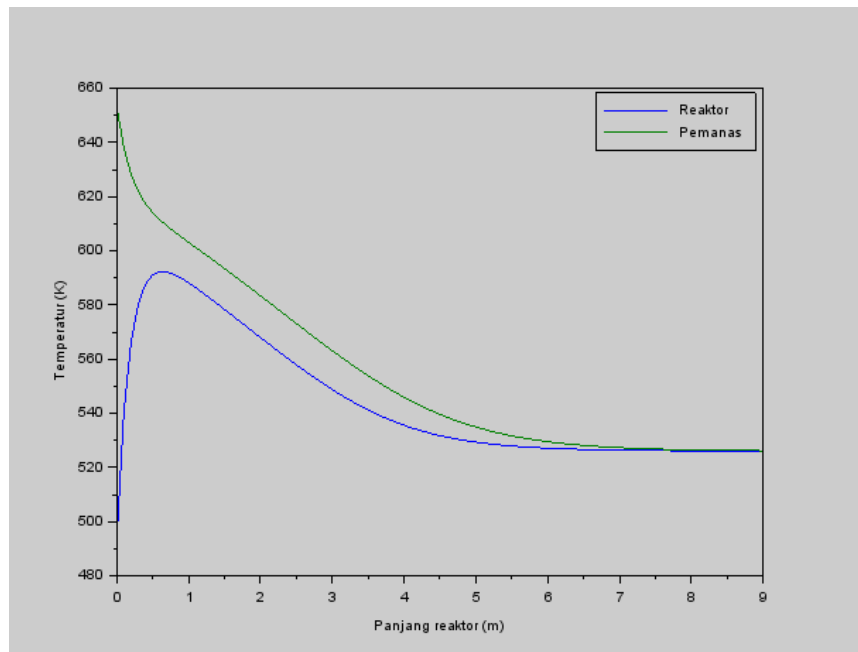
disp(' z      xA      T      Tp      P')
printf('%10.2f %15.3f %15.4f %15.4f %15.4f\n',z,Y)

figure
plot(z,Y(:,1)); xlabel('Panjang reaktor (m)'); ylabel('Konversi');
figure
plot(z,[Y(:,2),Y(:,3)]); xlabel('Panjang reaktor (m)'); ylabel('Temperatur (K)'); legend('Reaktor','Pemanas');
figure
plot(z,Y(:,4)); xlabel('Panjang reaktor (m)'); ylabel('Tekanan (atm)');
figure
plot(Y(:,1),Y(:,2)); xlabel('Konversi'); ylabel('Temperatur (K)');

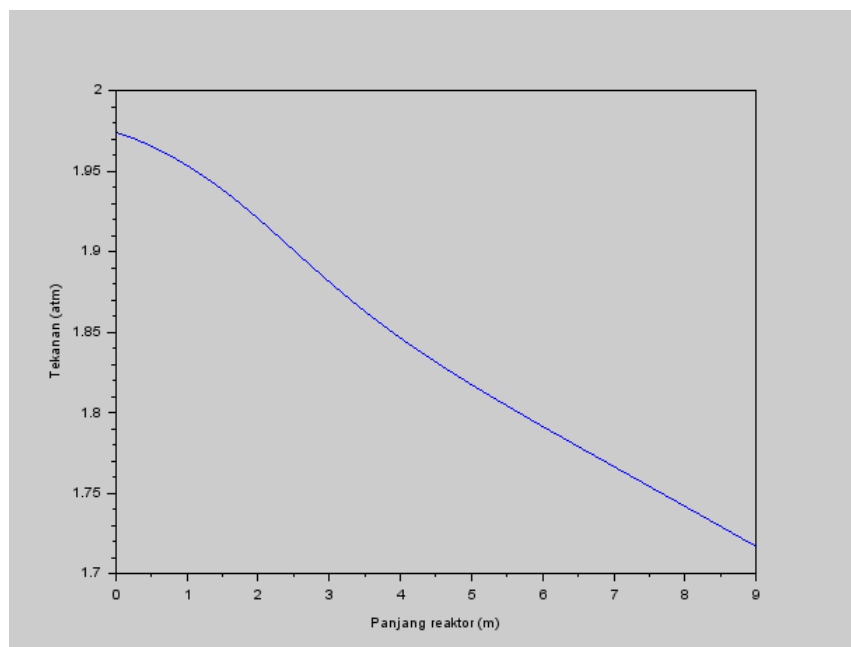
```



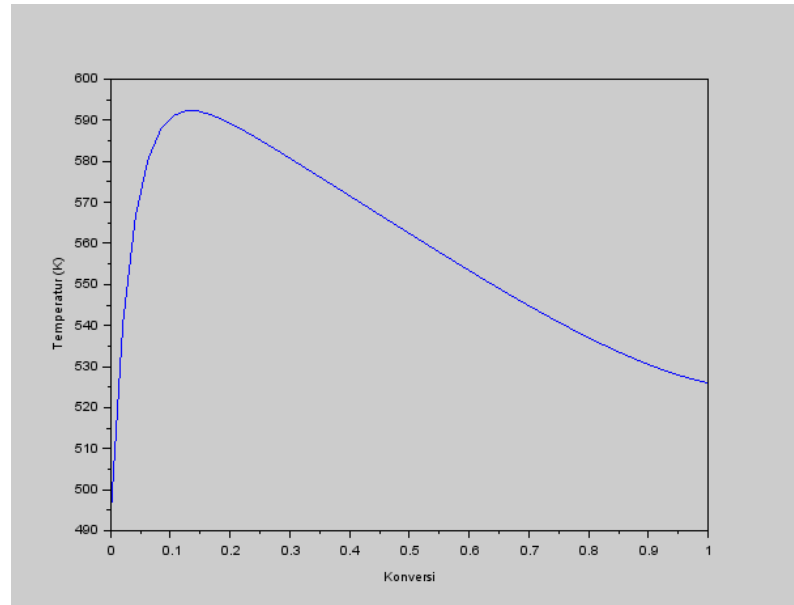
Gambar 2. Profil konversi sepanjang reaktor



Gambar 3. Profil suhu sepanjang reaktor



Gambar 4. Profil tekanan sepanjang reaktor



Gambar 5. Profil konversi vs T (K)

<b>z</b>	<b>x<sub>A</sub></b>	<b>T</b>	<b>T<sub>p</sub></b>	<b>P</b>
0.00	0.000	493.1500	653.1500	1.9739
0.10	0.021	540.6489	637.8489	1.9726
0.20	0.041	566.4196	628.1873	1.9711
0.30	0.062	580.4048	621.8283	1.9693
0.40	0.084	587.7112	617.4007	1.9675
0.50	0.105	591.1520	614.0959	1.9654
0.60	0.126	592.3325	611.4365	1.9633
0.70	0.148	592.1845	609.1419	1.9610
0.80	0.170	591.2539	607.0474	1.9586
0.90	0.192	589.8607	605.0573	1.9561
1.00	0.214	588.1929	603.1163	1.9534
1.10	0.236	586.3607	601.1931	1.9507
1.20	0.259	584.4289	599.2699	1.9478
1.30	0.281	582.4358	597.3372	1.9448
1.40	0.304	580.4043	595.3901	1.9416
1.50	0.326	578.3486	593.4267	1.9384



---

1.60	0.349	576.2782	591.4466	1.9350
1.70	0.372	574.1999	589.4502	1.9315
1.80	0.394	572.1191	587.4390	1.9279
1.90	0.417	570.0408	585.4146	1.9242
2.00	0.439	567.9694	583.3793	1.9204
2.10	0.462	565.9098	581.3355	1.9166
2.20	0.484	563.8666	579.2860	1.9127
2.30	0.506	561.8449	577.2338	1.9087
2.40	0.528	559.8496	575.1823	1.9048
2.50	0.550	557.8862	573.1351	1.9008
2.60	0.571	555.9597	571.0960	1.8968
2.70	0.592	554.0757	569.0691	1.8928
2.80	0.613	552.2397	567.0586	1.8889
2.90	0.633	550.4622	565.0693	1.8850
3.00	0.653	548.7481	563.1066	1.8812
3.10	0.672	547.0992	561.1753	1.8774
3.20	0.691	545.5184	559.2802	1.8736
3.30	0.710	544.0084	557.4258	1.8700
3.40	0.727	542.5717	555.6163	1.8664
3.50	0.745	541.2104	553.8558	1.8629
3.60	0.761	539.9257	552.1482	1.8594
3.70	0.777	538.7183	550.4967	1.8560
3.80	0.792	537.5883	548.9045	1.8527
3.90	0.807	536.5350	547.3742	1.8495
4.00	0.821	535.5571	545.9079	1.8463
4.10	0.834	534.6528	544.5074	1.8432
4.20	0.846	533.8196	543.1738	1.8401
4.30	0.858	533.0547	541.9077	1.8371
4.40	0.869	532.3549	540.7094	1.8342
4.50	0.879	531.7168	539.5786	1.8312

---

---

4.60	0.889	531.1366	538.5145	1.8284
4.70	0.898	530.6105	537.5159	1.8256
4.80	0.907	530.1347	536.5814	1.8228
4.90	0.914	529.7054	535.7091	1.8200
5.00	0.922	529.3187	534.8968	1.8173
<b>5.10</b>	<b>0.928</b>	<b>528.9711</b>	<b>534.1422</b>	<b>1.8146</b>
5.20	0.935	528.6590	533.4428	1.8120
5.30	0.941	528.3793	532.7959	1.8093
5.40	0.946	528.1288	532.1987	1.8067
5.50	0.951	527.9046	531.6485	1.8041
5.60	0.955	527.7042	531.1425	1.8015
5.70	0.959	527.5250	530.6778	1.7990
5.80	0.963	527.3649	530.2518	1.7964
5.90	0.966	527.2219	529.8618	1.7939
6.00	0.970	527.0941	529.5052	1.7914
6.10	0.972	526.9800	529.1796	1.7888
6.20	0.975	526.8781	528.8826	1.7863
6.30	0.977	526.7870	528.6119	1.7838
6.40	0.980	526.7055	528.3656	1.7813
6.50	0.981	526.6327	528.1415	1.7788
6.60	0.983	526.5676	527.9379	1.7763
6.70	0.985	526.5094	527.7530	1.7739
6.80	0.986	526.4573	527.5852	1.7714
6.90	0.988	526.4106	527.4330	1.7689
7.00	0.989	526.3688	527.2950	1.7664
7.10	0.990	526.3314	527.1701	1.7639
7.20	0.991	526.2978	527.0570	1.7615
7.30	0.992	526.2678	526.9546	1.7590
7.40	0.993	526.2408	526.8619	1.7565
7.50	0.993	526.2166	526.7782	1.7540

---

---

7.60	0.994	526.1949	526.7024	1.7516
7.70	0.995	526.1755	526.6340	1.7491
7.80	0.995	526.1580	526.5722	1.7466
7.90	0.996	526.1423	526.5163	1.7441
8.00	0.996	526.1282	526.4659	1.7417
8.10	0.996	526.1156	526.4204	1.7392
8.20	0.997	526.1042	526.3793	1.7367
8.30	0.997	526.0940	526.3422	1.7342
8.40	0.997	526.0848	526.3088	1.7317
8.50	0.998	526.0766	526.2786	1.7292
8.60	0.998	526.0692	526.2513	1.7267
8.70	0.998	526.0625	526.2268	1.7242
8.80	0.998	526.0566	526.2047	1.7217
8.90	0.998	526.0512	526.1847	1.7192
9.00	0.999	526.0464	526.1667	1.7167

### Kondisi Operasi

Konversi = 0,928

Tinggi Tumpukan Katalis = 5,1 m

Suhu Gas Masuk = 493,15 K

Suhu Gas Keluar = 528,9711 K

Suhu Pemanas Masuk = 653,15 K

Suhu Pemanas Keluar = 534,1422 K

Tekanan Masuk = 1,9739 atm

Tekanan Keluar = 1,8146 atm

Pressure Drop = 0,1593 atm

Berat Katalis =  $at.z.Nt.p_{bulk}(1-\epsilon)$

$$= 0,000557 \text{ m}^2 \times 5,1 \text{ m} \times 3000 \times 9671,8 \text{ kg/m}^3 \times (1-0,5)$$

$$= 41212,0234 \text{ kg}$$

## Mechanical Design Reaktor

### 1. Pipa (*Tubes*)

Bahan: *Carbon Steel SA-53 Grade A* (Brownell & Young tabel 13.1 hal. 251)

Susunan tube: *Triangular Pitch*

Spesifikasi ukuran tube:

- |                                     |                             |
|-------------------------------------|-----------------------------|
| a. Diameter luar tube (OD)          | = 1,32 in                   |
| b. Diameter dalam tube (ID)         | = 1,049 in                  |
| c. Luas penampang                   | = 0,864 in <sup>2</sup>     |
| d. Luas permukaan luar per panjang  | = 0,344 ft <sup>2</sup> /ft |
| e. Luas permukaan dalam per panjang | = 0,274 ft <sup>2</sup> /ft |
| f. Berat pipa per satuan panjang    | = 1,68 lb/ft                |
| g. Pitch (Pt)                       | = 1,65 in                   |
| h. Clearance (C')                   | = 0,33 in                   |
| i. Jumlah tube (Nt)                 | = 3000 buah                 |

### 2. Selongsong (*Shell*)

Bahan: *Carbon Steel SA-53 Grade A* (Brownell & Young, tabel 13.1 hal 251)

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

- |   |                                 |
|---|---------------------------------|
| Tekanan yang diizinkan (f)                | = 12000 psi                     |
| Efisiensi pengelasan (E)                  | = 0,85                          |
| Faktor korosi (C)                         | = 2 mm = 0,0787 in              |
| Diameter dalam shell (IDs)                | = 112,1164 in = 2,8477 m        |
| Jari-jari dalam shell (ri)                | = IDs/2 = 56,0582 in = 1,424 m  |
| Tekanan operasi (P)                       | = 1,9739 atm = 29,0083 psi      |
| Faktor keamanan                           | = 50%                           |
| Tekanan rancangan ( $P_{\text{design}}$ ) | = 150% × Tekanan operasi        |
|   | = 1,5 × 29,0083 psi = 43,51 psi |

Untuk menghitung tebal *shell*, dihitung dengan persamaan 13-1 Brownell & Young:

$$t_s = \frac{P_{\text{design}} \cdot r_{is}}{f \cdot E - 0,6 \cdot P_{\text{design}}} + C$$

$$t_s = \frac{43,51 \text{ psi} \cdot \frac{112,1164 \text{ in}}{2}}{12000 \text{ psi} (0,85) - 0,6(43,51 \text{ psi})} + 0,0787 \text{ in} = 0,32 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell (ts)} = 0,32 \text{ in}$$

$$\text{Diameter luar shell} = \text{IDs} + 2 \text{ ts} = 112,1164 + 2 (0,32) = 112,7564 \text{ in}$$

Mengikuti ukuran standar yang ada maka dipilih OD shell standar 120 in atau 3,048 m.

$$\text{Baffle spacing (B)} = 0,5 \times \text{IDs} = 56,0582 \text{ in} = 1,4238 \text{ m}$$

### 3. Head Reaktor

Untuk menentukan bentuk-bentuk tutup reaktor, ada 3 pilihan:

- Flanged and Standar Dished Head* : Digunakan untuk proses bertekanan rendah
- Torispherical Flanged and Dished Head* : Digunakan untuk proses tekanan dalam rentang 15-200 psig
- Elliptical Flanged and Dished Head* : Digunakan untuk proses tekanan tinggi rentang 200-450 psig.

Dipilih bentuk *Torispherical Flanged and Dished Head* dikarenakan tekanan yang masih berkisar antara 15 – 200 psig.

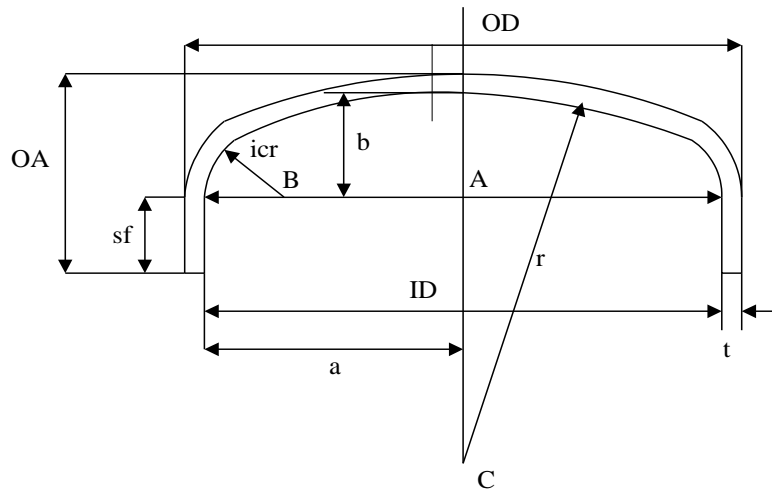
Untuk menghitung tebal *head* reaktor, digunakan persamaan 13.46 *Chemical Engineering Design: Principles, Practices, and Economics of Plant and Process Design* (Gavin, 2008) hal. 990 seperti berikut:

$$t_h = \frac{0,885 \cdot p \cdot \text{IDs}}{fE - 0,1p} + C$$

$$t_h = \frac{0,885 \times 43,51 \times 112,1164}{12000(0,85) - 0,1(43,51)} \text{ in} + 0,0787 \text{ in}$$

$$t_h = 0,5021 \text{ in}$$

Diambil tebal standar 1/2 in

Gambar 6. *Design Head Reaktor*

- dengan,     $icr$  = Jari-jari sudut internal    (m)  
                $rc$  = Jari-jari kelengkungan    (m)  
                $sf$  = *Flange* lurus    (m)  
                $th$  = Tebal penutup    (m)  
                $OA$  = Tinggi penutup    (m)

Tinggi tutup reaktor berbentuk *torispherical head* dihitung menggunakan persamaan:

$$OA = th + b + sf$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AB = ID_s/2 - icr$$

$$BC = r - icr$$

Dimana  $OA$  = tinggi *head* reaktor

Nilai  $r$ ,  $sf$ , dan  $icr$  didapat dari Tabel 5.7 dan Tabel 5.8 *Process Equipment Design Handbook* (Brownell and Young, 1959), seperti berikut:

$$r = 114 \text{ in (untuk OD} = 120 \text{ in)}$$

$$sf = \text{Untuk ketebalan } 1/2 \text{ in, nilai sf berkisar antara } 1,5 - 3,5 \text{ in, dipilih } sf = 3 \text{ in}$$

$$icr = 7,25 \text{ in}$$

Maka, didapat:

$$AB = 112,1164/2 - 7,25 = 48,8082 \text{ in}$$

$$BC = 114 - 7,25 = 106,75 \text{ in}$$

$$b = 114 - \sqrt{106,75^2 - 48,8082^2} = 19,0615 \text{ in}$$

Sehingga, tinggi *head*:

$$OA = 0,5 \text{ in} + 19,0615 \text{ in} + 3 \text{ in} = 22,5615 \text{ in} = 0,573 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi ballast} &= 2,5 \text{ in (Rase, H.F., "Chemical Reactor Design", 1977)} \\ &= 0,0635 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Tinggi Reaktor} &= \text{Tinggi Katalis} + 2 \times \text{Tinggi Head} + 2 \times \text{Tinggi Ballast} \\ &= 5,1 \text{ m} + 2 \times 0,573 \text{ m} + 2 \times 0,0635 \text{ m} \\ &= 6,373 \text{ m} \end{aligned}$$

### Neraca Panas pada Reaktor

$$\text{Panas Masuk} - \text{Panas Keluar} + \text{Panas Reaksi} + \text{Panas Pemanas} = 0$$

$$\sum ni \int_{298,15}^{493,15} Cp dT |_{in} - \sum ni \int_{298,15}^{528,9711} Cp dT |_{out} - \Delta H_R + Q_{Heater} = 0$$

Data konstanta masing-masing komponen diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999 sebagai berikut:

Komponen	$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$				
	A	B	C	D	E
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	25,535	2,1203 e-01	5,3492 e-05	-1,4727 e-07	4,9060 e-11
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	35,918	9,3896 e-02	1,8730 e-04	-2,1643 e-07	6,3174 e-11
H <sub>2</sub>	25,399	2,0178 e-02	-3,8549 e-05	3,1880 e-08	-8,7585 e-12

(Yaws, 1999)

Menghitung panas reaksi ( $\Delta H_R$ ):

Tabel Data  $\Delta H_f^0_{298}$  dan  $\Delta G_f^0_{298}$  pada masing-masing komponen

Komponen	$\Delta H_f^\circ$	$\Delta G_f^\circ$
	298 K (kJ/mol)	
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> O	-272,59	-173,59
C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	-217,57	-153,05
H <sub>2</sub>	0	0

(Yaws, 1999)

$$\Delta H_R = \Delta H_f^\circ \text{ produk} - \Delta H_f^\circ \text{ reaktan}$$

$$\begin{aligned} &= \{(n \times \Delta H_f^\circ \text{C}_3\text{H}_6\text{O}) + (n \times \Delta H_f^\circ \text{H}_2)\} - \{(n \times \Delta H_f^\circ \text{C}_3\text{H}_8\text{O})\} \\ &= \{(1 \times (-217,57)) + (1 \times 0)\} - \{(1 \times (-272,59))\} \\ &= 55,02 \text{ kJ/mol} = 55020 \text{ kJ/kmol} \end{aligned}$$

$$T_{\text{in}} = 220^\circ\text{C} = 493,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{out}} = 255,8211^\circ\text{C} = 528,9711 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 25^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

Persamaan Neraca Panas dihitung dengan persamaan:

$$Q = \sum ni \int_{T_r}^T Cp dT$$

$$Q = \sum ni \int_{T_r}^T A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 dT$$

$$Q = \sum ni \left[ A(T - T_r) + \frac{B}{2}(T^2 - T_r^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_r^3) + \frac{D}{4}(T^4 - T_r^4) + \frac{E}{5}(T^5 - T_r^5) \right]$$



**Mol Masuk dan Keluar Reaktor**

Komponen	kmol/jam	
	Fin	Fout
H <sub>2</sub>	0	67.3148
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0653	67.3801
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	72,5375	5.2227
H <sub>2</sub> O	34,6732	34.6732
Total	107,2761	174.5909

Dengan menggunakan persamaan entalpi diatas, diperoleh hasil berikut:

Komponen	Qin (kJ/jam)	Qout (kJ/jam)
H <sub>2</sub>	0.0000	452359,1832
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	1152,0903	1450339,2857
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	1550998,4559	136286,1855
H <sub>2</sub> O	231972,2964	275834,7974
Total	1784122,8426	2314819,4517

Menghitung panas pada pemanas *Dowtherm A*

$$\text{Massa Pemanas} = 15000 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Thin} = 653,15 \text{ K}$$

$$\text{Thout} = 534,1422 \text{ K}$$

$$\text{Tref} = 298,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{Cp} &= (-2363,4842 + 39,461021\text{Tp} - 0,17024546\text{Tp}^2 + 3,903868\text{e-}4\text{Tp}^3 \\ &\quad - 4,421524\text{e-}7\text{Tp}^4 + 1,9792489\text{e-}10\text{Tp}^5)/1000 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Qh dowtherm A sepanjang reaktor} &= m \times \text{Cp} \times (\text{Thin}-\text{Thout}) \\ &= 4324042,659 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Qh dowtherm A in} &= m \times \text{Cp} \times (\text{Thin}-\text{Tref}) \\ &= 11119484,82 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Qh dowtherm A out} &= m \times \text{Cp} \times (\text{Thout}-\text{Tref}) \\ &= 6795442,162 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**Menghitung panas reaksi**

$$\begin{aligned} \Delta H_R &= 55020 \text{ kJ/kmol} \\ &= 55020 \text{ kJ/kmol} \times n_{\text{bereaksi}} \\ &= 55020 \text{ kJ/kmol} \times 67,3148 \text{ kmol/jam} \\ &= 3703662,338 \text{ kJ/jam} \\ T_{in} &= 493,15 \text{ K} \\ T_{out} &= 528,9711 \text{ K} \\ Q_{loss} &= Q_{in} - Q_{out} + Q_h \text{ sepanjang reaktor} - \Delta H_R \\ &= 1784122,8426 - 2314819,4517 + 4324042,659 - 3703662,338 \\ &= 89683,7110 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**NERACA PANAS****MASUK**

Kalor Umpan Masuk Reaktor:

$$Q_{in} = 1784122,8426 \text{ kJ/jam}$$

Kalor Pemanas Masuk

$$Q_{hin} = 11119484,82 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Masuk} = 12903607,6635 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Keluar} = 12903607,6635 \text{ kJ/jam}$$

**KELUAR**

Kalor Hasil Reaksi:

$$Q_{out} = 2314819,4517 \text{ kJ/jam}$$

Kalor Pemanas Keluar

$$Q_{hout} = 6795442,162 \text{ kJ/jam}$$

Kalor Reaksi

$$Q_r = 3703662,338 \text{ kJ/jam}$$

Kalor Keluar ke Lingkungan

$$Q_{loss} = 89683,7110 \text{ kJ/jam}$$

### Menghitung Tebal Isolator

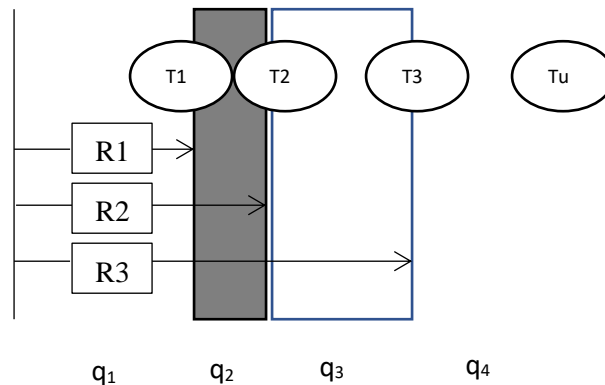
Untuk menjaga keamanan lingkungan maka diperlukan isolator pada dinding luar. Selain itu isolasi juga berfungsi untuk menjaga kondisi operasi (suhu) peralatan agar tidak terpengaruh fluktuasi suhu lingkungan.

Asumsi – asumsi yang digunakan:

1. Suhu dinding dalam shell sama dengan suhu media pemanas
2. Perpindahan panas terjadi dalam keadaan steady state
3. Suhu permukaan luar isolator = 50 °C

Perpindahan kalor yang terjadi:

1. Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam shell ke dinding luar shell
2. Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
3. Perpindahan panas secara konveksi dari dinding luar isolator ke lingkungan



Gambar 7. Mekanisme perpindahan panas di dinding reaktor dan isolator

Keterangan:

- $R_1$  = Jari-jari dalam *shell* ( $\frac{2,8477 \text{ m}}{2}$ )
- $R_2$  = Jari-jari luar *shell* ( $\frac{3,048 \text{ m}}{2}$ )
- $R_3$  = Jari-jari luar *shell* + jari-jari luar *isolator*
- $q_1$  = laju alir panas konveksi dari gas ke dinding dalam *shell*
- $q_2$  = laju alir panas konduksi melalui dinding *shell*
- $q_3$  = laju alir panas konduksi melalui dinding isolator
- $q_4$  = laju alir panas konveksi dari dinding luar isolator ke udara

- $T_1$  = suhu dinding dalam reaktor (  $260,9922^{\circ}\text{C} = 534,1422 \text{ K}$  )  
 $T_2$  = suhu dinding luar reaktor  
 $T_3$  = suhu dinding luar isolator (  $50^{\circ}\text{C} = 323,15 \text{ K}$  )  
 $T_u$  = suhu lingkungan (  $30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$  )

Bahan konstruksi dari *shell* adalah *Carbon Steel-SA 53 Grade A* (C 1%) dengan spesifikasi:

$$k_s = 40,24 \text{ W/m.K} \quad \text{Tabel A-2 Holman (1986)}$$

$$\rho_s = 7,801 \text{ kg/m}^3 \quad \text{Tabel A-2 Holman (1986)}$$

Bahan konstruksi dari isolator dipilih *glass fiber* (duct liner) dengan spesifikasi:

$$k_{is} = 0,038 \text{ W/m.K} \quad \text{Tabel A-3 Holman (1986)}$$

$$\rho_{is} = 32 \text{ kg/m}^3 \quad \text{Tabel A-3 Holman (1986)}$$

- a. Menghitung perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam *shell* ke dinding luar *shell* dihitung menggunakan persamaan:

$$q_k = \frac{2 \pi k_c L (T_1 - T_2)}{\ln \frac{R_2}{R_1}}$$

Dimana :

$k_c$  = Konduktivitas Termal *Carbon Steel* [W/m.K]

$t_s$  = Tebal *Shell* [m]

$R_1$  = Jari-jari dalam *shell* [m]

$R_2$  = Jari-jari luar *shell* [m]

$L$  = Tinggi bed [m]

Menentukan panas total perpindahan panas konduksi *shell*

$$q_k = \frac{2 \pi k_c L (T_1 - T_2)}{\ln \frac{R_2}{R_1}}$$

$$q_k = \frac{2 \pi \times 40,24 \frac{\text{W}}{\text{m.K}} \times 5,1 \text{ m} (534,1422 - T_2) \text{ K}}{\ln \frac{1,524}{1,42385}}$$

$$q_k = 18960,29317 (534,1422 - T_2) \dots \dots \dots (1)$$

- b. Perpindahan panas secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator dihitung menggunakan persamaan :

$$q_i = \frac{2 \pi k_i L (T_2 - T_3)}{\ln \frac{R_3}{R_2}}$$

Dimana :

$k_i$  = Konduktivitas termal isolator [W/m.K]

$t_i$  = Tebal isolator [m]

$R_3$  = Jari jari luar isolator [m]

Perpindahan panas konduksi isolator

$$q_i = \frac{2 \pi k_i L (T_2 - T_3)}{\ln \frac{R_3}{R_2}}$$

$$q_i = \frac{2 \pi \times 0,038 \frac{W}{m.K} \times 5,1 \text{ m} (T_2 - 323,15) K}{\ln \frac{R_3}{1,524}}$$

$$q_i = 1,2171 \times \frac{(T_2 - 323,15)}{\ln \frac{R_3}{1,524}} \dots \dots \dots (2)$$

- c. Perpindahan panas secara konveksi dari dinding luar isolator ke lingkungan dihitung menggunakan persamaan:

$$q_c = hc 2\pi R_3 L (T_3 - T_u)$$

Dimana:

$hc$  = Koefisien perpindahan panas konveksi [W/m<sup>2</sup>.K]

Bila suhu lingkungan diasumsikan 30<sup>0</sup>C ( $T_u$ ) dan diinginkan suhu permukaan luar isolator 50<sup>0</sup>C ( $T_3$ ), maka diperoleh  $T_{\text{bulk}}$  ( $T_f$ ):

$$\begin{aligned} T_f &= \frac{T_3 + T_u}{2} \\ &= \frac{323,15 \text{ K} + 303,15 \text{ K}}{2} \\ &= 313,15 \text{ K} \end{aligned}$$

Sifat-sifat udara pada temperature 313 K ( 40<sup>0</sup>C ) diperoleh dengan cara interpolasi data dari Tabel A-5 Holman (1986):

$$\rho = 1,1308 \text{ kg/m}^3$$

$$C_p = 1,0066 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu = 1,9057 \times 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

$$v = 1,7008 \times 10^{-5} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$k_{ud} = 0,0272 \text{ W/m.K}$$

$$Pr = 0,705$$

Data tambahan:

$$\beta = T_f^{-1} = 3,1949 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1}$$

Panjang Tumpukan katalis :  $L = 5,1 \text{ m}$

$$\text{Konstanta Boltzman} = 5,669 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2.\text{K}^4$$

$$R_1 = 1,42385 \text{ m}$$

$$R_2 = 1,524 \text{ m}$$

$$L = 5,1 \text{ m}$$

Menghitung Bilangan Grashoff:

$$\begin{aligned} Gr &= \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_u) \cdot L^3}{v^2} \\ &= \frac{9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 3,1949 \times 10^{-3} \text{ K}^{-1} (323,15 - 303,15) \text{ K} \times 5,1^3 \text{ m}^3}{(1,7008 \times 10^{-5} \frac{\text{m}}{\text{s}})^2} \\ &= 2,8715 \times 10^{11} \end{aligned}$$

Untuk mengetahui sifat aliran udara dapat diketahui dari nilai bilangan Rayleigh mengikuti persamaan:

$$Ra = Gr \times Pr$$

$$Ra = 2,8715 \times 10^{11} \times 0,705$$

$$Ra = 2,0244 \times 10^{11}$$

Didapat nilai  $Gr \cdot Pr > 10^9$ , maka berdasarkan persamaan 7.29 Holman (1988), didapatkan persamaan untuk  $10^9 < Ra < 10^{12}$  adalah sebagai berikut:

$$\begin{aligned} Nu^{1/2} &= 0,825 + \frac{0,387 \times Ra^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0,492}{Pr}\right)^{9/16}\right]^{8/27}} \\ Nu^{1/2} &= 0,825 + \frac{0,387 \times (2,0244 \times 10^{11})^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0,492}{0,705}\right)^{9/16}\right]^{8/27}} \end{aligned}$$

$$Nu^{1/2} = 25,6712$$

$$Nu = 659,0131$$

$$hc = \frac{Nu \cdot k}{L}$$

$$hc = \frac{659,0131 \times 0,0272 \frac{W}{m \cdot K}}{5,1 m}$$

$$hc = 3,515 W/m^2 \cdot K$$

Perpindahan panas konveksi isolator-udara

$$q_c = hc \cdot 2\pi R_3 L (T_3 - T_U)$$

$$q_c = 3,515 \frac{W}{m^2 \cdot K} \times 2\pi \times R_3 \times 5,1 m \times (323,15 - 303,15) K$$

$$q_c = 2251,3995 R_3 \dots \dots \dots (3)$$

Untuk menghitung tebal isolator dari persamaan (1), (2), dan (3), maka:

$$q_c = q_k$$

$$2251,3995 R_3 = 18960,29317 (534,1422 - T_2)$$

$$T_2 = 534,1422 - \frac{2251,3995 \times R_3}{18960,29317}$$

$$T_2 = 534,1422 - 0,1187 R_3$$

$$q_c = q_i$$

$$2251,3995 R_3 = 1,2171 \times \frac{(T_2 - 323,15)}{\ln \frac{R_3}{1,524}}$$

$$2251,3995 R_3 = \frac{(534,1422 - 0,1187 R_3 - 323,15)}{\ln \frac{R_3}{1,524}}$$

$$\ln \frac{R_3}{1,524} = \frac{(210,9922 - 0,1187 R_3)}{2251,3995 R_3}$$

$$R_3 = 1,615 m$$

$$\text{Tebal isolator} = R_3 - R_2$$

$$= (1,615 - 1,524) m$$

$$= 0,091 m = 9,1 cm$$

$$T_2 = 534,1422 - 0,1187 R_3$$

$$T_2 = 534,1422 - 0,1187 (1,615) = 533,95 K$$

---

**RINGKASAN REAKTOR (R-01)**

Fungsi : Mereaksikan dehidrogenasi Isopropil Alkohol untuk menghasilkan produk Aseton dan Hidrogen

Jenis Reaktor : Reaktor Non-Isothermal Non-Adiabatic

Tipe Reaktor : Reaktor Fixed Bed Multitubular

Fase : Gas-gas, katalis padat

Pemanas : Dowtherm A, T masuk = 653,15 K  
T keluar = 534,1422 K

Massa Dowtherm A = 15000 kg/jam

Kondisi operasi

Tekanan (P) : 1,8146 atm

Suhu (T) : 528,9711 K = 255,8211°C

Jumlah Pipa : 3000 Pipa

Dimensi Reaktor

Tinggi tumpukan katalis (L) = 5,1 meter

Tinggi *Head* = 0,573 meter

Tinggi Reaktor = Tinggi Katalis + 2 x Tinggi *Head* + 2 x Tinggi *Ballast*  
= 5,1 m + 2 x 0,573 m + 2 x 0,0635 m  
= 6,373 m

Diameter luar reaktor (OD) = 3,048 m

ID *shell* = 2,8477 m

ID *tube* = 1,049 in = 0,0266 m

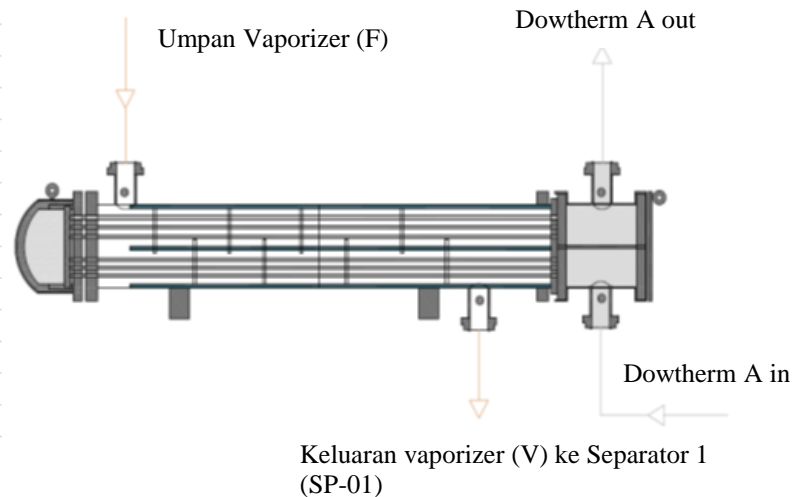
OD *tube* = 1,32 in = 0,0335 m

Tebal Isolasi Reaktor = 0,091 m = 9,1 cm



### VAPORIZER (V-01)

Tugas : Menguapkan Isopropil Alkohol, Aseton, dan Air  
 Jenis : *Shell and Tube*



#### A. Kapasitas Panas Cairan

Data kapasitas panas cairan untuk masing-masing komponen dinyatakan dengan persamaan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

dimana:

$C_p$  = Kapasitas panas cairan pada suhu T (kJ/kmolK)

A, B, C, dan D = Konstanta kapasitas panas

T = Suhu (K)

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
$(CH_3)_2CO$	4,69E+01	6,27E-01	-2,1E-03	2,96E-06
$(CH_3)_2CHOH$	7,25E+01	7,96E-01	-2,63E-03	3,65E-06
$H_2O$	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

#### B. Panas Penguapan (Enthalpy of Vaporization)

Data panas penguapan untuk masing-masing komponen dinyatakan dengan persamaan:

$$H_v = A \left( 1 - \frac{T}{T_c} \right)^n$$

$H_v$  = Panas penguapan (kJ/mol)

A, n = konstanta

$T_c$  = Suhu kritis masing-masing komponen (K)

T = Suhu operasi (K)

Data konstanta A, Tc, n

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	Tc	n
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	49,244	508,2	0,481
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	58,982	508,31	0,326
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321

### C. Tekanan Uap

Dihitung dengan persamaan:

$$\log P = A + \left(\frac{B}{T}\right) + C \log T + DT + ET^2$$

dimana:

P = Tekanan uap (mmHg)

A, B, C, D, E = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	28,5884	-2,47E+03	-7,35E+00	2,803E-10	2,736E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	38,2363	-3,55E+03	-1,00E+01	-3,47E-10	1,737E-06
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,425E-09	1,809E-06

### D. Viskositas Fasa Cair

Persamaan yang digunakan:

$$\mu_i = 10^{\left(A + \frac{B}{T} + CT + DT^2\right)} 10^{-3}$$

Persamaan viskositas rata-rata :

$$\mu_{av} = \frac{\sum y_i \mu_i \sqrt{M_{wi}}}{\sum y_i \sqrt{M_{wi}}}$$

Dimana:

$\mu$  = Viskositas (kg/ms)

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

$y_i$  = Fraksi mol masing-masing komponen

$M_{wi}$  = Berat molekul masing-masing komponen

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-7,213E+00	9,031E+02	1,839E-02	-2,035E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**E. Kapasitas Panas Fasa Gas**

Persamaan yang digunakan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dimana :

- $C_p$  = Kapasitas panas fasa gas (kJ/kmol.K)  
 A,B,C,D,E = Konstanta kapasitas panas masing-masing komponen  
 T = Suhu operasi (K)

Data konstanta diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	35,918	9,39E-02	1,87E-04	-2,16E-07	6,32E-11
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	25,535	2,12E-01	5,35E-05	-1,47E-07	4,94E-11
H <sub>2</sub> O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

**F. Konduktivitas Thermal Fasa Gas**

Persamaan yang digunakan :

$$\eta = A + BT + CT^2$$

- $\eta$  = Konduktivitas termal fasa gas (J/s.m.K)  
 A,B,dan C = Konstanta Konduktivitas termal fasa gas  
 T = Suhu operasi (K)

Data konstanta A, B, C

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-0,00084	8,75E-06	1,1E-07
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,07775	-3,60E-04	5,76E-07
H <sub>2</sub> O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

**G. Konduktivitas Thermal Fase Cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} k_{liq} = A + B [1-T/C]^{2/7} \quad (\text{Organik})$$

$$k = A + B T + C T^2 \quad (\text{Anorganik})$$

$k_{liq}$  : konduktivitas thermal fase cair [W/m.K]

A, B, C : konstanta

T : Suhu Operasi [K]

Komponen	A	B	C
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-1,3857	0,7643	508,2
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-1,3721	0,658	508,31
H <sub>2</sub> O	-0,2758	0,00461	-5,5319E-06

**Langkah Perhitungan :**

1. Menentukan suhu fluida dingin keluar
2. Menentukan suhu fluida dingin masuk
3. Beban panas
4. Media pemanas
5. Beda suhu rerata
6. Koefisien perpindahan kalor
7. Alat penukar kalor standar
8. Route fluida
9. Koefisien perpindahan kalor dalam tabung, selongsong, dan gabungan
10. Faktor pengotoran
11. Penurunan tekanan

**1. Menentukan suhu fluida dingin keluar (T3)**

Suhu keluar merupakan suhu embun dari umpan, dihitung dengan cara iterasi sampai diperoleh  $\sum x_i = \sum y_i / K_i = 1$

Data Output Vaporizer (V)

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,065284	0,00061	3,7917
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	72,5375	0,67618	4359,2136
H <sub>2</sub> O	18,015	34,6732	0,32321	624,6377
Total		107,27598	1	4987,643

$$T3 \text{ trial} = 381,61 \text{ K}$$

$$P_t = 1,9739 \text{ atm} = 1500,164 \text{ mmHg}$$

Komponen	fraksi mol	Pi	Ki=Pi/Pt	xi=yi/Ki
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,00061	3,46E+03	2,3082	0,0003
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,67618	1,94E+03	1,2905	0,5240
H <sub>2</sub> O	0,32321	1,02E+03	0,6795	0,4757
Total	1	6418,0227	4,2782	1,000

$$\text{Maka, suhu keluar separator (T4 \& T5)} = 381,61 \text{ K} = 108,46 \text{ } ^\circ\text{C}$$

**2. Menentukan Suhu Fluida Dingin Masuk (T2)**

Pada vaporizer, maksimum fluida dingin yang diijinkan menguap 80% untuk menghindari kekeringan di dalam vaporizer yang mengakibatkan terbentuknya kerak-kerak yang akan tertinggal di permukaan luar tabung.

**Neraca Massa Vaporizer**

Neraca Massa Total

$$F = V + L$$

## Neraca Massa Komponen

$$F.zf = V.y + L.x$$

Umpan masuk vaporizer tidak dapat diuapkan 100% karena jika diuapkan 100% akan menimbulkan kerak pada tube sehingga harus diuapkan kurang dari 100%, hal ini dikarenakan cairan yang tidak teruapkan dapat mencegah adanya akumulasi kerak pada tube. Pengambilan penguapan maksimum 80% karena menghasilkan operasi yang paling menguntungkan (Kern,1983). Maka, diambil penguapan total :

$$\epsilon T = 80\%$$

Misal  $F=1$ , uap 80% dan cair 20%, maka:

$$F.zf = V.y + L.x$$

$$zf = 0,8 y + 0,2 x$$

dimana  $x=y/K$

$$T_3 = 381,61 \text{ K}$$

$$P_t = 1,9739 \text{ atm} = 1500,2 \text{ mmHg}$$

Komponen	$y_i$	$P_i$	$K_i=P_i/P_t$	$z_f$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,00061	3,46E+03	2,3082	0,0005
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,67618	1,94E+03	1,2905	0,6457
$\text{H}_2\text{O}$	0,32321	1,02E+03	0,6795	0,3537
Total	1	6418,0227	4,2782	1,0000

$$\text{Suhu fluida keluar vaporizer } (T_3) = 381,61 \text{ K} = 108,46 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Kecepatan mol F separator (keluaran vaporizer)

$$F = V/0,8 = 134,09498 \text{ kmol/jam}$$

Komponen	$z_f$	kmol/jam	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,0005	0,0724	4,2024
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,6457	86,5896	5203,6890
$\text{H}_2\text{O}$	0,3537	47,4305	854,4605
Total	1,0000	134,0925	6062,3519

Komposisi Cair (L), yang merupakan recycle separator

$$L = F - V$$

Komponen	$x_i$	kmol/jam	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,0003	0,0071	0,4107
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,5240	14,0521	844,4754
$\text{H}_2\text{O}$	0,4757	12,7573	229,8228
Total	1,0000	26,8165	1074,7089

Recycle

$$T_{\text{recycle}} = 83,88 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,03 \text{ K}$$

$$P_{\text{recycle}} = 1,1897 \text{ atm} = 904,19 \text{ mmHg}$$

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam	fraksi massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,12	0,0653	58,080	3,792	0,1146
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,85	0,4811	60,096	28,911	0,8740
H <sub>2</sub> O	0,04	0,0209	18,015	0,376	0,0114
Total	1,00	0,57	136,19	33,08	1,00

Fresh feed

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

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	V	Recycle	FF
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	3,7917	3,7917	0,0000
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	4359,2136	28,9110	4330,3026
H <sub>2</sub> O	624,6377	0,3762	624,2615
Total	4987,6430	33,0789	4954,5641

Fluida dingin (Input)

Komponen	BM	Umpan masuk (kmol/jam)		Q = n.Cp.dT		
		Fresh Feed	Recycle	Fresh Feed	Recycle	Campuran
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,0000	0,0653	0,00E+00	7,18E+02	2,49E+02
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	72,0564	0,4811	3,69E+05	7,12E+03	3,75E+05
H <sub>2</sub> O	18,015	34,6523	0,0209	7,88E+04	1,32E+02	7,98E+04
Total		106,7087	0,5672	447397,6	7969,5667	4,55E+05

$$T_{\text{mix}} = 303,49 \text{ K (trial)}$$

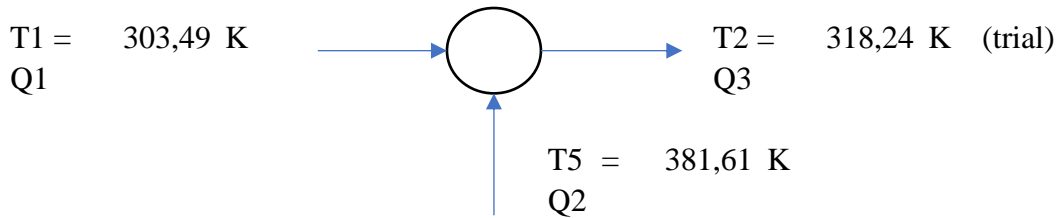
$$Q_{\text{ff}} + Q_{\text{rec}} = Q_{\text{mix}}$$

$$Q_{\text{ff}} + Q_{\text{rec}} - Q_{\text{mix}} = 447397,632 + 7969,5667 - 4,55E+05 = 0,0000$$

Komponen	BM	Umpan masuk (kg/jam)		Input total		Fraksi	
		Fresh Feed	Recycle	kg/jam	kmol/jam	Massa	Mol
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,0000	3,7917	3,7917	0,0653	0,0008	0,0006
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	4330,3026	28,9110	4359,2136	72,5375	0,8740	0,6762
H <sub>2</sub> O	18,015	624,2615	0,3762	624,6377	34,6732	0,1252	0,3232
Total		4954,5641	33,0789	4987,6430	107,2760	1,0000	1,0000

Suhu masuk fluida campuran freshfeed dan recycle

$$T_1 = 303,49 \text{ K}$$

**Mencari Suhu Masuk Vaporizer (T2)**

Neraca panas disekitar pencampuran

$$Q1 + Q2 - Q3 = 0$$

$$Q1 + Q2 = Q3$$

Q1 = panas yang dibawa oleh input (freshfeed dan recycle)

Q2 = panas yang dibawa oleh arus recycle separator

Q3 = panas yang dibawa masuk ke vaporizer (campuran input dan recycle separator)

Panas yang dibawa input (Fresh Feed dan Recycle)

$$T1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,49 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 0 \text{ } ^\circ\text{C} = 273,15 \text{ K (trial)}$$

Neraca panas pada input

Komponen	kmol/jam	Cpl.dT	n.Cpl.dT
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0653	3819,39	249,35
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	72,5375	5174,46	375342,59
H <sub>2</sub> O	34,6732	2300,78	79775,26
Total	107,2760	11294,63	455367,20

Maka, Q1 = 455367,20 kJ/jam

Panas yang dibawa arus Recycle Separator (L)

$$T5 = 108,46 \text{ } ^\circ\text{C} = 381,61 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 0 \text{ } ^\circ\text{C} = 273,15 \text{ K (trial)}$$

Neraca panas pada recycle separator (L)

Komponen	kmol/jam	Cpl.dT	n.Cpl.dT
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0071	14543,562	102,83454
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	14,0521	19497,346	273978,79
H <sub>2</sub> O	12,7573	8180,6305	104362,77
Total	26,8165	42221,538	378444,39

Maka, Q2 = 378444,39 kJ/jam

Suhu masuk vaporizer dihitung dengan iterasi sampai diperoleh Q3 = Q1+Q2

$$T_{\text{mix}} = 318,24 \text{ K (trial)}$$

$$T_{\text{reff}} = 273,15 \text{ K}$$

Iterasi suhu masuk vaporizer

Neraca panas masuk vaporizer

Komponen	kmol/jam	Cpl.dT	n.Cpl.dT
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,07	5735,14	414,97
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	86,59	7756,02	671590,5
H <sub>2</sub> O	47,43	3411,44	161806,1
Total	134,09	16902,60	833811,6

$$Q_3 = 833811,58 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_1 + Q_2 = 833811,58 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_3 - (Q_1 + Q_2) = 0,00 \text{ kJ/jam}$$

Maka, suhu campuran masuk vaporizer (T<sub>2</sub>) = 318,24 K

### 3. Beban Panas

Input vaporizer berupa cairan, sedangkan output vaporizer berupa gas dan cairan.

$$T_{\text{input}} (T_2) = 318,24 \text{ K} = 45,09 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{output}} (T_3) = 381,61 \text{ K} = 108,46 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{average}} = 349,93 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} Q_{\text{total}} &= Q_{\text{sensible}} + Q_{\text{laten}} \\ &= n \cdot C_{\text{pl}} \cdot dT + n \cdot \lambda \\ &= n \cdot \int_{361,04}^{381,61} C_p dT + n \cdot \lambda \end{aligned}$$

Dimana:

Q<sub>total</sub> = Beban panas yang dibutuhkan (kJ/jam)

n = Laju alir mol (kmol/jam)

C<sub>pl</sub> = Kapasitas panas cair (kJ/kmol)

λ = Panas penguapan (kJ/mol)

Komponen	kmol/jam	Cpl.dT (kJ/kmol)	Qsensible	λ (kJ/kmol)	Qlaten
			n.Cpl.dT		n.λ
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0724	8,81E+03	637,3313	28097,414	2032,98
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	86,5896	1,17E+04	1016677,0	40329,908	3492150,9
H <sub>2</sub> O	47,4305	4,77E+03	226205,3	40547,858	1923205,2
Total	134,0925	25318,9	1243519,6	108975,18	5417389,1

$$Q_{\text{total}} = 1243519,6 + 5417389,1 = 6660908,6789 \text{ kJ/jam}$$

### 4. Media Pemanas

Sebagai media pemanas dipakai dowtherm A cair

Data Dowtherm A diperoleh dari Richard L. Moore, "Implementation of DOWTHERM A Properties into RELAP5-3D/ATHENA", 2010.



$$\text{Suhu masuk [t1]} = 380 \text{ } ^\circ\text{C} = 653,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar [t2]} = 188,48 \text{ } ^\circ\text{C} = 461,63 \text{ K}$$

$$\text{Taverage} = 284,24 \text{ } ^\circ\text{C} = 557,39 \text{ K}$$

$$\rho = 823,8575 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 2,20\text{E-}04 \text{ kg/m.s} = 7,91\text{E-}01 \text{ kg/m.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Cp.dT} &= (-2363,4842 + (39,461021 * T) - (1,7024546\text{E-}01 * T^2) + (3,903868\text{E-}04 * T^3) + (- \\ &\quad 4,421524\text{E-}07 * T^4) + (1,9792489\text{E-}11 * T^5)) / 1000 \text{ [kJ/kg.K]} \\ &= 4,44\text{E+}02 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

Massa dowtherm A yang digunakan:

$$W_p = 15000 \text{ kg/jam}$$

### 5. Beda Suhu Rerata

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	653,15	461,63	271,54
Dingin	381,61	318,24	143,39

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\ LMTD &= \frac{143,39 - 271,54}{\ln\left(\frac{143,39}{271,54}\right)} \\ &= 200,69 \text{ K} \end{aligned}$$

### 6. Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan tabel 8 Kern hal 840

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500§
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250–500§
Light organics	Light organics	40–75
Medium organics	Medium organics	20–60
Heavy organics	Heavy organics	10–40
Heavy organics	Light organics	30–60
Light organics	Heavy organics	10–40

\* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } U_d &= 55 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam.F} \\ &= 1124,2973 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \end{aligned}$$

7. Alat Penukar Kalor Standar

- a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

- A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m<sup>2</sup>]
- Q<sub>t</sub> : Beban panas [kJ/jam]
- U<sub>d</sub> : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m<sup>2</sup>.jam.K]
- Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{6660908,6789 \text{ kJ/jam}}{1124,2973 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam.K} \times 200,69 \text{ K}} = 29,5206 \text{ m}^2$$

Karena A > 10 m<sup>2</sup>, maka dipilih alat penukar kalor jenis *Shell and Tube*.

- b. Ukuran tabung  
Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

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. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.433
	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
	18	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
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
	18	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
¾	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
	18	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
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
	18	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
		0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831	

Dipilih 3/4 " OD , 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

$$\text{Diameter luar tabung [Od]} : 0,7500 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung [Id]} : 0,5840 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0148 \text{ m}$$

$$\text{Luas area per tube [At]} : 0,2680 \text{ in}^2 \times [0,0254 \text{ m/in}]^2 = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Outside [Ao]} : 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times [0,3048 \text{ m}^2/\text{m}] = 0,0598 \text{ m}^2$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart , 6 ft , 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Towler dan Sinnott ,Chemical Engineering Design Principles , Mc Graw Hill

New York, 2008, halaman 805

$$\text{Dipilih panjang tabung } L = 10 \text{ ft} = 3,048 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$\begin{aligned} nt &= \frac{29,5206 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,048 \text{ m}} \\ &= 161,87311 \end{aligned}$$

d. Alat penukar kalor standar

Dipilih dari tabel 10-10A, Ludwig, E.E., hal 49

**Table 10-10A**  
**Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger  $3/4$ -in.**  
**O.D. Tubes on  $15/16$ -in. Triangular Pitch**

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih:

Diameter selongsong [Ids]	=	16 in	=	0,4064 m
Jumlah tabung [nt]	=	176		
Pass tabung [np]	=	2		
Susunan	=	3/4" pada 15/16" Triangular Pitch		
Pitch	=	0,9375 in	=	0,0238 m
Diameter ekuivalen [De]	=	0,55 in (Fig 28, Kern, D.Q)		
	=	0,11297 m		

e. Luas perpindahan kalor standar terkoreksi

$$\begin{aligned}
 A &= nt \times a'' \times L \\
 &= 176 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,048 \text{ m} \\
 &= 32,0969 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

f. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{6660908,6789 \text{ kJ/jam}}{32,0969 \text{ m}^2 \times 200,69 \text{ K}} \\
 &= 1034,0540 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

## 8. Route Fluida

Fluida panas dialirkan dalam tabung dan fluida dingin dialirkan dalam selongsong

## 9. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Tube, Shell, dan Gabungan

- Shell (Fluida Dingin)

a. Menghitung luas aliran

Dihitung dengan persamaan

$$as = \frac{Ids B C'}{Pitch}$$

as = Luas aliran [m<sup>2</sup>]

B = Jarak antar baffle [m]

C' = Clearance [m]

Pitch = Pitch [m]

$$B = \frac{Ids}{4} = \frac{0,4064 \text{ m}}{4} = 0,1016 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 C' &= \text{Pitch} - \text{ODt} \\
 &= 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0048 \text{ m} \\
 \\
 as &= \frac{0,4064 \text{ m} \times 0,1016 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}} \\
 &= 0,0083 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

b. Menghitung fluks massa

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{\text{kec. massa fluida dingin}}{as} \\
 G_s &= \frac{6062,35186 \text{ kg/jam}}{0,0083 \text{ m}^2} \\
 &= 734114,3887 \text{ kg/jam.m}^2
 \end{aligned}$$

c. Sifat fisis fase cair

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 318,24 \text{ K} \\
 T_2 &= 381,61 \text{ K} \\
 T_{av} &= 349,93 \text{ K}
 \end{aligned}$$

#### Konduktivitas termal

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth (J/s.m.K)	yi.kth.BM <sup>1/3</sup>	yi.BM <sup>1/3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,0724	0,0005	0,0712	0,0001	0,0021
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	86,5896	0,6457	0,0681	0,1722	2,5294
H <sub>2</sub> O	18,015	47,4305	0,3537	0,661	0,6126	0,9273
Total		134,0925	1	0,800	0,7849	3,4587

$$\begin{aligned}
 k_{thav} &= 0,2269 \text{ J/s.m.K} \\
 &= 0,8170 \text{ kJ/jam.m.K}
 \end{aligned}$$

#### Viskositas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	miu (cp)	miu.yi.BM <sup>0,5</sup>	yi.BM <sup>0,5</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,0724	0,0005	2,04E-01	8,38E-04	0,0041
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	86,5896	0,6457	5,11E-01	2,56E+00	5,0059
H <sub>2</sub> O	18,015	47,4305	0,3537	3,67E-01	5,50E-01	1,5013
Total		134,0925	1	1,0810305	3,1070	6,5113

$$\begin{aligned}
 \mu_{uav} &= 0,4772 \text{ cp} = 1,717808 \text{ kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

**Kapasitas panas**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp (kJ/kmol.K)	cp.yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,0724	0,0005	1,3866E+02	7,4817E-02
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	86,5896	0,6457	1,8488E+02	1,1939E+02
H <sub>2</sub> O	18,015	47,4305	0,3537	7,5142E+01	2,6579E+01
Total		134,0925	1	3,9868E+02	1,4604E+02

$$C_p = 146,0402 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$BM_{\text{mix}} = 45,2102 \text{ kg/kmol}$$

$$C_{pav} = 3,2302 \text{ kJ/kg.K}$$

## d. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{G_s \times Id_s}{\mu_{iav}} \\ &= \frac{734114,3887 \text{ kg/jam.m}^2 \times 0,4064 \text{ m}}{1,717808 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 173677,1858 \end{aligned}$$

## e. Bilangan Prandl

$$\begin{aligned} Pr &= \frac{C_p \times \mu_{iav}}{k_{thav}} \\ &= \frac{3,2302 \text{ kJ/kg.K} \times 1,717808 \text{ kg/m.jam}}{0,8170 \text{ kJ/jam.m.K}} \\ &= 6,7918 \end{aligned}$$

## f. Mencari ho

$$\begin{aligned} h_o &= 0,36 \times \frac{k_{thav}}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3} \\ h_o &= 0,36 \times \frac{0,8170 \text{ kJ/jam.m.K}}{0,1130 \text{ m}} \times 173677,19^{0,8} \times 6,7918^{1/3} \\ h_o &= 76680,6638 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

## • Tube (Fluida Panas)

## a. Luas aliran

$$\begin{aligned} at &= \frac{nt \ at'}{np} \\ at &= \frac{176 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} = 0,0152 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

b. Fluks massa

$$Gt = \frac{\text{kecepatan massa pemanas}}{at}$$

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{14999,8330 \text{ kg/jam}}{0,0152 \text{ m}^2} \\ &= 985828,849 \text{ kg/jam.m}^2 = 273,8413 \text{ kg/s.m}^2 \end{aligned}$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} v_{lin} &= \frac{Gt}{\rho g} \\ &= \frac{985828,849 \text{ kg/jam.m}^2}{823,8575 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1196,6011 \text{ m/jam} = 0,3324 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{Id \ Gt}{\mu} \\ Re &= \frac{0,0148 \text{ m} \times 985828,849 \text{ kg/jam.m}^2}{7,91333E-01 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 18479,4499 \end{aligned}$$

e. Koefisien perpindahan kalor

$$hi = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 \text{ tav}) v_{lin}^{0.8}}{Id^{0.2}}$$

(Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827 )

Dengan hubungan:

Id : diameter dalam [m]

hi : koefisien transfer panas dalam tabung [kJ/m<sup>2</sup>.s.K]

tav : suhu rerata [K]

vlin : kecepatan linear [m/s]

$$hi = \frac{4,2 \times [ 1,35 + 0,02 \times 557,4 \text{ K} ] \times 0,3324^{0.8}}{0,0148^{0.2}}$$

$$\begin{aligned} hi &= 50,4837 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K} \\ &= 181741,3338 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \frac{h_i \times I_d}{O_d} \\
 &= \frac{181741,3338 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}}{0,0191 \text{ m}} \times 0,0148 \text{ m} \\
 &= 141515,9186 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{141515,9186 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \times 76680,6638 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}}{141515,9186 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} + 76680,6638 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}} \\
 &= 49732,83475 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}
 \end{aligned}$$

### 9. Faktor Pengotoran

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 R_d &= \frac{1}{1034,0540 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}} - \frac{1}{49732,83475 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}} \\
 &= 0,000947 \text{ m}^2 \cdot \text{jam.K/kJ} \\
 &= 3,4091 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotoran minimum (Table 11-3, Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$R_d \text{ min} = 0,0020 \text{ h.ft}^2 \cdot \text{°F/BTU} = 0,3522 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/kJ}$$

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

### 9. Penurunan tekanan

- Shell (Fluida dingin)

Penurunan tekanan dalam shell diabaikan karena cairan menggenang

- Tube (Fluida panas)

- a. Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0014 + \frac{0,125}{\text{Re}^{0,32}} \\
 f &= 0,0014 + \frac{0,125}{18479,45^{0,32}} \\
 f &= 0,0068
 \end{aligned}$$



## b. Penurunan tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta Pt = \frac{4 f Gt^2 L np}{2 \rho t Id}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

Gt : Flux massa [kg/m<sup>2</sup>.s]

Id : diameter dalam tabung [m]

np : jumlah pass tabung

 $\Delta Pt$  : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta Pt = \frac{4 \times 0,0068 \times 273,8413 \text{ kg/s.m}^2 \times 3,048 \text{ m} \times 2}{2 \times 823,8575 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0148 \text{ m}}$$

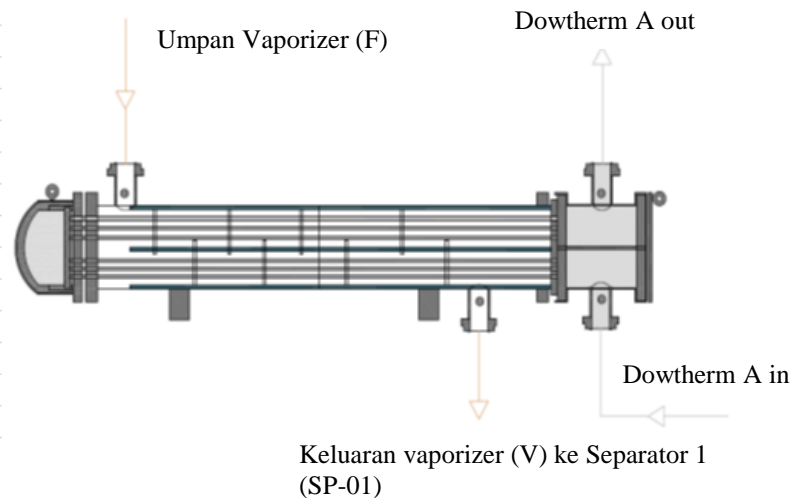
$$\Delta Pt = 1,8549 \text{ Pa} = 0,0002691 \text{ psi}$$

$$\Delta Pt_{\text{max}} = 5 \text{ Psi}$$

$\Delta Pt \leq \Delta Pt$  maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

**RINGKASAN VAPORIZER 1 (V-01)**

Alat : Vaporizer 1  
 Kode : V-01  
 Tugas : Menguapkan cairan umpan reaktor berupa campuran air, alkohol, dan aseton  
 Jenis Alat : *Shell and Tube*  
 Sketsa :



Kondisi Operasi :

P	=	1,9739	atm	=	1500	mmHg
T1	=	45,09	°C	=	318,24	K
T2	=	108,46	°C	=	381,61	K

Ukuran Alat :

Ids	=	16	in	=	0,4064	m
Jumlah pipa	=	176	tube			
Jumlah pass	=	2				
Susunan pipa	=	3/4"	pada	15/16"	Triangular Pitch	
Panjang tube	=	10	ft	=	3,048	m
Luas perpindahan kalor standar	=	32,0969	m <sup>2</sup>			
Beban Panas	=	6660908,6789	kJ/jam			

Media Pemanas :

Jenis	=	Dowtherm A cair
Suhu masuk	=	380 °C = 653,15 K
Suhu keluar	=	188,48 °C = 461,63039 K
Massa pemanas yang diperlukan	=	15000 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas :

ho	=	76680,6638	kJ/jam.m <sup>2</sup> .K	
hio	=	141515,9186	kJ/jam.m <sup>2</sup> .K	
Uc	=	49732,83475	kJ/jam.m <sup>2</sup> .K	
Ud	=	1034,0540	kJ/jam.m <sup>2</sup> .K	
Rd terhitung	=	3,4091	m <sup>2</sup> .s.K/kJ	
Rd minimum	=	0,352	m <sup>2</sup> .s.K/kJ	
Pressure drop tube	=	1,8549	Pa	= 0,0003 atm

Neraca Massa Vaporizer :

Komposisi fase cair masuk vaporizer (F):

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0005	0,07235	58,08	4,20237
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,6457	86,58961	60,096	5203,68902
H <sub>2</sub> O	0,3537	47,43050	18,015	854,46048
Total	1,0000	134,0925		6062,35186

Komposisi fase cair keluar vaporizer (L)

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,00026	0,00707	58,08	0,41067
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,52401	14,05211	60,096	844,47542
H <sub>2</sub> O	0,47573	12,75730	18,015	229,82278
Total	1,00000	26,8165		1074,70887

Komposisi fase gas keluar vaporizer (V)

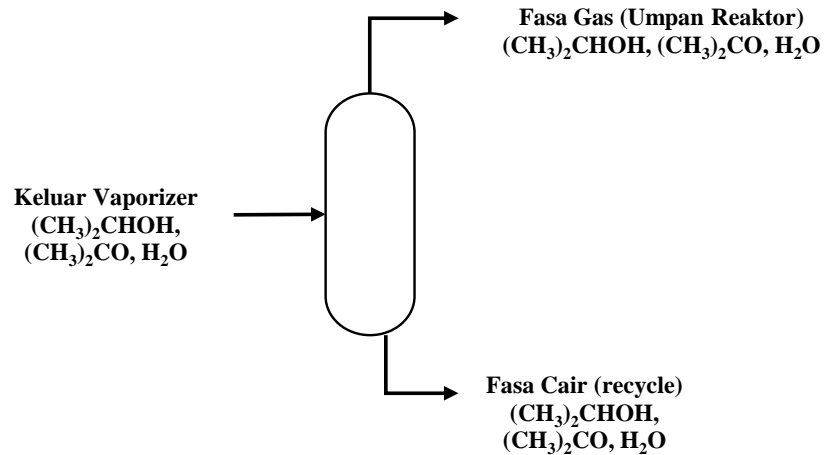
Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,00061	0,06528	58,08	3,79169
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,67618	72,53750	60,096	4359,21360
H <sub>2</sub> O	0,32321	34,67320	18,015	624,63770
Total	1,00000	107,2760		4987,64299

**SEPARATOR 01 (SP-01)**

Tugas : Memisahkan uap dan cairan hasil keluaran vaporizer

Jenis : *Vertical Gas-Liquid Separator*

Gambar Alat:



Data:  $P = 1,974 \text{ atm} = 1500,2 \text{ mmHg}$

$T = 108,46 \text{ }^\circ\text{C} = 381,61 \text{ K}$

**Komposisi Umpan Masuk**

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,0005	0,0724	58,08	4,2024
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,6457	86,5896	60,096	5203,6890
$\text{H}_2\text{O}$	0,3537	47,4305	18,015	854,4605
Total	1,0000	134,0925		6062,3519

**Komposisi fase cair keluar vaporizer (L)**

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,0003	0,0071	58,08	0,4107
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,5240	14,0521	60,096	844,4754
$\text{H}_2\text{O}$	0,4757	12,7573	18,015	229,8228
Total	1,0000	26,8165		1074,7089

**Komposisi fase gas keluar vaporizer (V)**

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,00061	0,06528	58,08	3,79169
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,67618	72,53750	60,096	4359,21360
$\text{H}_2\text{O}$	0,32321	34,67320	18,015	624,63770
Total	1,00000	107,2760		4987,64299

**Data Densitas Fase Cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

 $T_c$  = critical temperature, K

Komponen	A	B	n	$T_c$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
$\text{H}_2\text{O}$	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Densitas Fase Cair**

Komponen	m (kg/jam)	rho (kg/m <sup>3</sup> )	V (m <sup>3</sup> /jam)
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,4107	6,79E+02	6,05E-04
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	844,4754	6,91E+02	1,22E+00
$\text{H}_2\text{O}$	229,8228	9,47E+02	2,43E-01
Total	1074,7089	2316,9778	1,4648

$$\rho_l = \frac{1074,7089 \text{ kg/jam}}{1,4648 \text{ m}^3/\text{jam}} = 733,6654 \text{ kg/m}^3$$

**Densitas Fase Gas**

Komponen	BM	kmol/jam	kg/jam	fraksi mol
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	58,080	6,53E-02	3,79E+00	6,09E-04
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	60,096	7,25E+01	4,36E+03	6,76E-01
$\text{H}_2\text{O}$	18,015	3,47E+01	6,25E+02	3,23E-01
Total		107,2760	4987,6430	1,0000

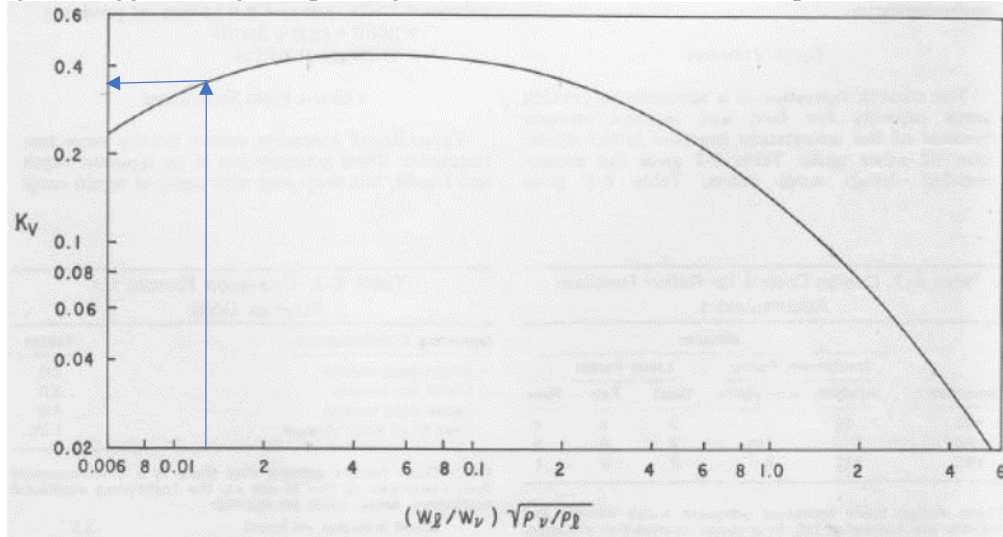
$$\text{BM}_{\text{mix}} = \frac{4987,6430 \text{ kg/jam}}{107,2760 \text{ kmol/jam}} = 46,49 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_v = \frac{\text{BM} \cdot P_{\text{total}}}{R \cdot T} = \frac{46,49 \text{ kg/kmo} \times 1,974 \text{ atm}}{0,0832 \frac{\text{m}^3 \text{ atm}}{\text{kmol K}} \times 381,61 \text{ K}} = 2,8905 \text{ kg/m}^3$$

**1. Mencari horizontal vapor velocity factor (Kh)**

$$\frac{wl}{wv} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} = \frac{1074,7089 \text{ kg/jam}}{4987,6430 \text{ kg/jam}} \times \sqrt{\frac{2,8905 \text{ kg/m}^3}{733,6654 \text{ kg/m}^3}} = 0,013525$$

Dengan menggunakan grafik pada fig 5.1 Frank L. Evans hal. 154 didapat:



$$\begin{aligned} K_v &= 0,38 \text{ ft/s (with a mist eliminator)} \\ &= 0,116 \text{ m/s} \end{aligned}$$

## 2. Mencari Kecepatan Maksimum Uap ((Uv)max)

$$(Uv) \text{ max} = K_v \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$\begin{aligned} (Uv) \text{ max} &= 0,116 \text{ m/s} \times \sqrt{\frac{733,6654 \text{ kg/m}^3 - 2,8905 \text{ kg/m}^3}{2,8905 \text{ kg/m}^3}} \\ &= 1,8416 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Kecepatan volume uap:

$$Q_{vol} = \frac{4987,643 \text{ kg/jam} \times [ \text{jam} / 3600 \text{ s} ]}{2,8905 \text{ kg/m}^3} = 0,4793 \text{ m}^3/\text{s}$$

Vapor flow area minimum  $A_{min}$

$$A_{min} = \frac{Q_v}{(Uv)_{max}}$$

$$\begin{aligned} A_{min} &= \frac{0,4793 \text{ m}^3/\text{s}}{1,8416 \text{ m/s}} \\ &= 0,2603 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

### 3. Menentukan diameter minimum

Diameter minimum

$$D_{min} = \sqrt{4 \times A_{min} / \pi}$$

$$D_{min} = \sqrt{4 \times 0,3057 \text{ m}^2 / 3,14}$$

$$D_{min} = 0,5758 \text{ m}$$

$$\text{Dipilih Diameter } D_t = 0,762 \text{ m} \quad (\text{Harry Silla, 1990})$$

### 4. Tinggi cairan dalam separator

Waktu tinggal cairan:

Waktu tinggal cairan berkisar antara 3 sampai 5 menit (Harry Silla, 1990)

$$\theta = 5 \text{ menit}$$

$V_l$  = kecepatan volume x waktu tinggal

$$V_l = 1,465 \text{ m}^3 / \text{jam} \times [ \text{jam} / 60 \text{ menit} ] \times [ 5 \text{ menit} = 0,122071 \text{ m}^3$$

$$\text{Luas penampang, } A = \pi D_t^2 / 4 = \frac{3,141593 \times (1 \text{ m})^2}{4} = 0,4560 \text{ m}^2$$

$$\text{Tinggi cairan, } H_l = \frac{0,122071 \text{ m}^3}{0,456037 \text{ m}^2} = 0,2677 \text{ m}$$

### 5. Ukuran separator

$$\text{Tinggi separator (Ht)} = H_l + 1,5 D + 0,457 \quad (\text{Herry Silla, 1990})$$

$$H_t = 0,2677 + 1,5 \times 0,762 + 0,457 = 1,8679 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Separator} &= \text{luas penampang separator} \times \text{panjang separator} \\ &= 0,4560 \text{ m}^2 \times 1,8679 \text{ m} = 0,852 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### 6. Bahan konstruksi

Dipilih : *Carbon Steel*

#### a. Tebal Dinding Selongsong

Dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", (2008), Mc.Graw Hill, hal 986.

$$t_s = \frac{P_{gauge} I_{ds}}{4 f \epsilon + 0.8 P_{gauge}} + C'$$

Dengan hubungan :

$C'$  : Faktor korosi [m] fall : Allowable stress [atm]

$P_{gauge}$  : Tekanan perancangan menurut alat ukur [atm]

$I_{ds}$  : Diameter dalam selongsong [m]

$t_s$  : tebal dinding selongsong [m]

$I_{ds}$  : Diameter selongsong [m]

$$I_{ds} = 0,762 \text{ m}$$

Tekanan operasi

$$P_{\text{operasi}} = 1,97 \text{ atm}$$

Tekanan perancangan:

Dirancang : Separator mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook" , Butherfold, London (1999), hal 17).

$$P_{\text{design}} = 150\% \times 1,97 \text{ atm} = 2,961 \text{ atm}$$

$$P_{\text{design}} = 2,961 \text{ atm}$$

$$P_{\text{gauge}} = 2,961 \text{ atm} - 1 \text{ atm} = 1,961 \text{ atm}$$

Bahan konstruksi: dipilih baja karbon A 285

$$\text{Allowable stress, fall} = 12900 \text{ psi}$$

(Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design" halaman 982)

$$\text{fall} = 12900 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14,7 \text{ psi}}$$

$$= 877,551 \text{ atm}$$

$$C' = 0,125 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}}$$

$$= 0,003175$$

Effisiensi sambungan

$$\varepsilon = 90\%$$

Diambil dari Tabel 13.2 Brownell and Young

$$t_s = \frac{1,96085 \text{ atm} \times 0,762 \text{ m}}{4 \times 877,551 \times 90\% + 0,8 \times 2 \text{ atm}} + 0,003175 \text{ m}$$

$$= 0,003648 \text{ m}$$

b. Tutup Separator (head)

Dipilih jenis elipsoidal

Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada, Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", (2008), Butterworth, hal 987)

Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{P_{\text{gauge}} Ids}{4 fall - 0.4 P_{\text{gauge}}} + C' \quad (\text{Sinnott, halaman 990})$$

Dengan hubungan:

C' : factor korosi [m]

fall : tegangan yang diijinkan [atm]

Ids : Diameter dalam selongsong [m]

P<sub>gauge</sub> : Tekanan alat ukur [atm]

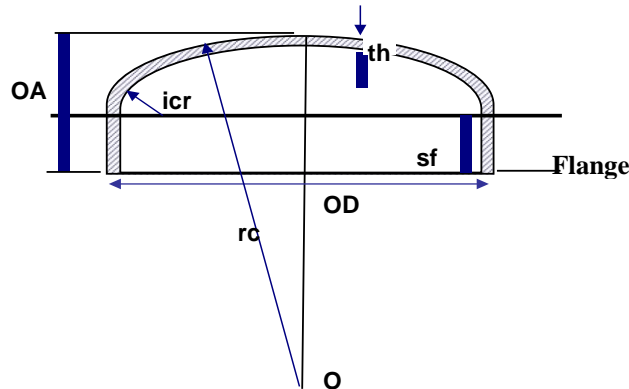
th : Tebal penutup [m]



$$\begin{aligned} \text{Tekanan operasi} &= 1,974 \text{ atm} \\ \text{Tekanan perancangan} &= 120\% \times 1,9739 \text{ atm} = 2,36868 \text{ atm} \\ \text{Tekanan alat ukur} &= 2,36868 \text{ atm} - 1 \text{ atm} = 1,36868 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} th &= \frac{1,37 \text{ atm} \times 0,762 \text{ m}}{4 \times 877,551 \text{ atm} - 0,4 \times 1,36868 \text{ atm}} + 0,003175 \text{ m} \\ &= 0,003472 \text{ m} \end{aligned}$$

## c. Tinggi Penutup



Keterangan :

- icr : jari-jari sudut internal (m)
- rc : Jari-jari kelengkungan (m)
- sf : lange lurus (m)
- th : tebal penutup (m)
- OA : Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan :

$$OA = th + b + sf$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

Nilai sf diperoleh dari tabel 5.6 Brownell dan Young, Process "Equipment Design", (1959), John Willey and son, New York

Nilai sf berkisar antara 1½ in sampai 3½ in

$$\text{Dipilih sf} = 2,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0635 \text{ m}$$

$$r = ids = 0,762 \text{ m} \times [1 \text{ in}/0,0254 \text{ m}] = 30,0000 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih } r = 30 \text{ in dan } t = 0,25 \text{ in}$$

$$\text{maka didapat icr} = 1,875 \text{ in}$$

(tabel 5.7 hal. 90 Brownell and young)

$$icr = 1,875 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,047625 \text{ m}$$

$$icr = 0,047625 \text{ m}$$

$$BC = r - icr = 0,762 \text{ m} - 0,047625 \text{ m} = 0,714375 \text{ m}$$

$$AB = \frac{Ids}{2 - icr} = \frac{0,762}{2 - 0,047625}$$

$$= 0,390294 \text{ m}$$

$$b = 0,762 - [(0,714375)^2 - (0,390294)^2]^{0,5}$$

$$= 0,1637 \text{ m}$$

$$OA = 0,0035 + 0,1637 + 0,0635$$

$$= 0,2306 \text{ m}$$

Tinggi Total

$$H \text{ total} = \text{Panjang separator} + 2 \times \text{Tinggi Head}$$

$$= 1,8679 + 2 \times 0,2306$$

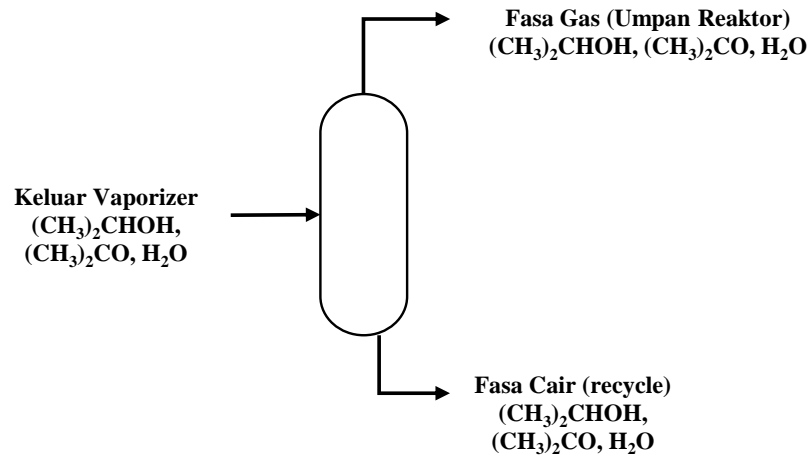
$$= 2,3292 \text{ m}$$

**RINGKASAN SP-01**

Tugas : Memisahkan fase gas dan fase cair keluar vaporizer (V-01)

Jenis Alat : *Vertical Gas-Liquid Separator*

Gambar Alat



Volume Separator	:	0,8518	m <sup>3</sup>
Diameter	:	0,762	m
Panjang	:	2,3292	m
Tebal Dinding	:	0,00365	m
Tebal Head	:	0,00347	m
Tinggi Head	:	0,2306	m

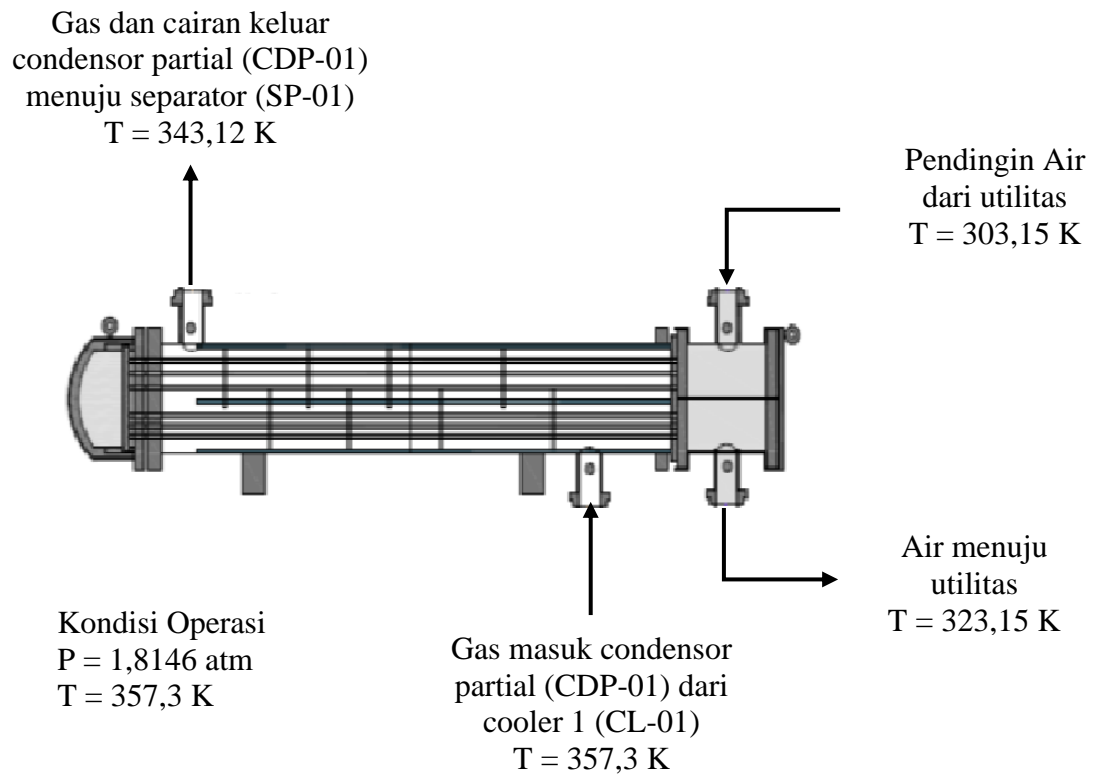
---

**KONDENSOR PARSIAL  
(CDP-01)**

Tugas : Mengembunkan sebagian gas keluar Reaktor (R-01)

Jenis alat : Penukar kalor selongsong dan tabung (*shell and tube*)

Sketsa permasalahan :

**ALGORITMA PERANCANGAN CONDENSOR PARTIAL**

1. Menentukan suhu keluar fluida panas
2. Menghitung beban panas
3. Menghitung massa media pendingin
4. Menghitung beda suhu rata-rata
5. Menghitung koefisien transfer panas ( $U_d$ )

6. Alat penukar kalor standar
7. Koefisien perpindahan kalor dalam tabung, selongsong dan gabungan
8. Menghitung faktor pengotor ( $R_d$ )
9. Menghitung *Pressure Drop*

Data campuran keluaran Reaktor (R-01):

Suhu,  $T_t = 528,9711 \text{ K} = 255,8211 \text{ }^\circ\text{C}$

Tekanan,  $P_t = 1,8146 \text{ atm} = 1379,096 \text{ mmHg}$

Komposisi fluida panas

Komponen	Kmol/jam	Kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa	Keterangan
H <sub>2</sub>	67,31484	135,70671	0,3856	0,0272	Non condensable
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	67,38012	3913,4374	0,3859	0,7846	Condensable
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	5,222703	313,86355	0,0299	0,0629	Condensable
H <sub>2</sub> O	34,67323	624,6382	0,1986	0,1252	Condensable
Total	174,5909	4987,6459	1	1	

### 1. Menentukan suhu keluar fluida panas

Kondensasi dapat terjadi bila suhu operasi berkisar antara suhu embun dan suhu didih dalam perhitungan ini bahan masuk kondensor dapat dibagi menjadi 2 kelompok :

- a. Kelompok ke 1, merupakan bahan yang tak dapat terembunkan. Terdiri dari H<sub>2</sub>
- b. Kelompok ke 2, merupakan bahan yang dapat terembunkan. Terdiri dari H<sub>2</sub>O, (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CO, (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CHOH

Tekanan parsial bahan yang dapat terembunkan

$$P_{\text{cond}} = P_t \times \sum y_{\text{cond}}$$

$$P_{\text{cond}} = 1379,096 \text{ mmHg} \times (0,3859 + 0,0299 + 0,1986) = 847,3751 \text{ mmHg} = 1,1150 \text{ atm}$$

Tinjauan bahan yang dapat terembunkan (*condensable*)

Komponen	Kmol/jam	Kg/jam	Fraksi mol	Fraksi massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	67,38012	3913,4374	0,6281	0,8066
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	5,222703	313,86355	0,0487	0,0647
H <sub>2</sub> O	34,67323	624,6382	0,3232	0,1287
Total	107,27605	4851,93916	1	1

### Tekanan Uap

Persamaan dan data diperoleh dari yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

$$P = 10^{(A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2)}$$

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub>	3,4132	-4,13E+01	1,09E+00	-6,69E-10	1,46E-04
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	28,5884	-2,47E+03	-7,35E+00	2,80E-10	2,74E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	38,2363	-3,55E+03	-1,00E+01	-3,47E-10	1,74E-06
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,81E-06

#### a. Dew point

Suhu embun dihitung dengan cara iterasi sampai diperoleh  $\sum Zf_i / K_i = 1$

Dengan hubungan:

$K_i$  : Konstanta kesetimbangan =  $P_{uap}/P_{cond}$

$P_{cond}$  : Tekanan parsial bahan yang dapat mengembun [mmHg]

$P_{uap}$  : Tekanan uap masing-masing komponen [mmHg]

Untuk  $P_{cond} = 847,3752$  mmHg

$T_{dew} = 357,21$  K (trial)

Komponen	Zf	Puap	K=Puap/Pcond	xi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,6281	1815,6276	2,1426	0,2931
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0487	808,4971	0,9541	0,0510
H <sub>2</sub> O	0,3232	417,7941	0,4930	0,6555
TOTAL	1			1

**b. Bubble point**

$K_i$  : Konstanta kesetimbangan =  $P_{uap}/P_{cond}$

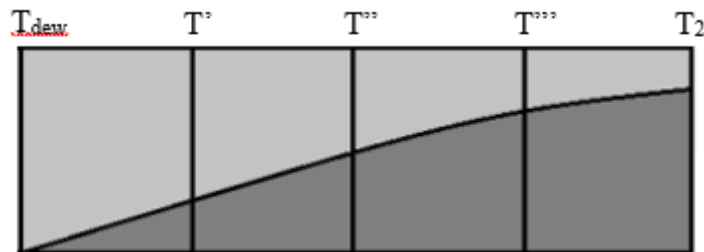
$P_{cond}$  : tekanan parsial bahan yang dapat mengembun [mmHg]

$P_{uap}$  : tekanan uap masing-masing komponen [mmHg]

Untuk  $P_{cond} = 847,3752$  mmHg

$T_{bubble} = 343,12$  K (trial)

Komponen	Zf	Puap	$K=P_{uap}/P_{cond}$	$y_i$
$(CH_3)_2CO$	0,6281	1193,3929	1,4083	0,8846
$(CH_3)_2CHOH$	0,0487	454,7348	0,5366	0,0261
$H_2O$	0,3232	233,6380	0,2757	0,0891
TOTAL	1			1

**Perhitungan kesetimbangan fase uap-cair pada sub-zone**

Gambar 1. Pembagian Zone dalam Kondensor Parsial

Pada zona kondensasi dalam perhitungan ini dibagi menjadi 4 subzone, semakin banyak subzone akan meningkatkan ketelitian perhitungan

$$T_{dew} = 357,21 \text{ K}$$

$$T_2 = 343,12 \text{ K}$$

Jumlah subzone = 4

$$\text{Range suhu untuk setiap subzone} = \frac{357,21 \text{ K} - 343,12 \text{ K}}{4} = 3,52 \text{ K}$$

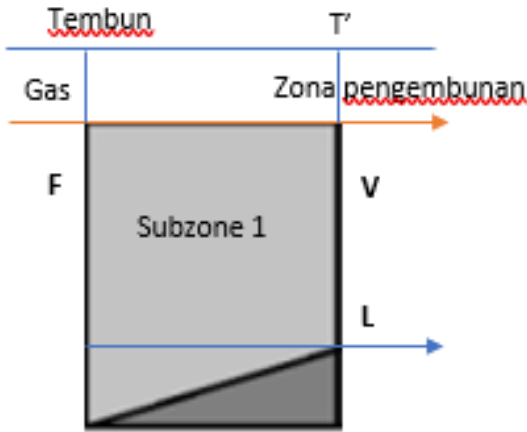
$$\text{Suhu fluida panas keluar subzone 1} = 357,21 \text{ K} - 3,52 \text{ K} = 353,69 \text{ K}$$

$$\text{Suhu fluida panas keluar subzone 2} = 353,7925 \text{ K} - 3,52 \text{ K} = 350,16 \text{ K}$$

$$\text{Suhu fluida panas keluar subzone 3} = 350,285 \text{ K} - 3,52 \text{ K} = 346,64 \text{ K}$$

Suhu fluida panas keluar subzone 4 =  $346,7775 \text{ K} - 3,52 \text{ K} = 343,12 \text{ K}$

Menentukan komposisi gas dan cair yang keluar dari subzone dihitung dengan cara membuat neraca massa dan kesetimbangan pada subzone.



$F$  = kecepatan mol umpan masuk zone (*condensable*), [ kmol /jam ]

$L$  = kecepatan mol fase cair keluar zone [kmol /jam]

$V$  = kecepatan mol fase uap keluar zone [kmol /jam]

$x_i$  = fraksi mol komponen pada fase cair

$y_i$  = fraksi mol pada fase uap

$z_i$  = fraksi mol komponen pada umpan

Neraca massa bahan *condensable*

Kecepatan massa masuk - kecepatan massa keluar = akumulasi

$$F - L - V = 0 \dots\dots\dots (1)$$

Neraca massa komponen

$$F z_f - L x_i - V y_i = 0 \dots\dots\dots (2)$$

Kesetimbangan :

$$y_i = K_i x_i \dots\dots\dots (3)$$

Definisikan  $R = V/F$  , maka  $L/F = (1 - R)$

Persamaan (2) dibagi  $F$  dan substitusi  $y_i = K_i \cdot x_i$  , diperoleh :

$$z_f = L/F \times x_i + V/F \times K_i \times x_i$$

$$z_f = (1-R) \times x_i + R \times x_i \times K_i$$

$$z_f = [(1-R) + (R \times K_i)] x_i$$

$$x_i = z_f / [(1-R) + (R \times K_i)]$$

Pada suhu yang tertentu dan tekanan tertentu  $V/F$  dihitung secara iterasi sampai diperoleh  $\sum x_i = 1$

cek  $V/F$  menggunakan persamaan kesetimbangan fase cair-gas

$$x_i = z_i \times (L/V + 1) / (L/V + K_i)$$

sehingga diperoleh:  $L/F = (z_i - K_i \cdot x_i) / (1 - K_i \cdot x_i)$



**SUBZONE 1**

$$P_{\text{condensor}} = 847,3751 \text{ mmHg}$$

$$T' = 353,69 \text{ K}$$

$$R = 0,774 \text{ (Trial)}$$

Komponen	Fi (kmol/jam)	Zf	Po	Ki	xi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	67,3801	0,6281	1640,5930	1,9361	0,3642
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	5,2227	0,0487	703,9201	0,8307	0,0560
H <sub>2</sub> O	34,6732	0,3232	363,0914	0,4285	0,5796
TOTAL	107,2761	1			1,00

$$V/F = 0,774; \text{ maka } V = 0,774 \times 107,2761 \text{ kmol/jam} = 83,0317 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Kecepatan mol fase cair (L)} = F - V = (107,2761 - 83,0317) \text{ kmol/jam} = 24,2444 \text{ kmol/jam}$$

Komponen cair terdiri dari:

Komponen	BM	xi	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	2,016	0	0	0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,364	8,830	512,856
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	0,056	1,358	81,629
H <sub>2</sub> O	18,015	0,580	14,052	253,148
TOTAL		1,000	24,241	847,633

Komponen gas terdiri dari:

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam
H <sub>2</sub>	2,016	67,315	0,448	135,707
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	58,550	0,389	3400,581
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	3,864	0,026	232,234
H <sub>2</sub> O	18,015	20,621	0,137	371,490
TOTAL		150,350	1,000	4140,013

**SUBZONE 2**

$$P_{\text{condensor}} = 847,3751 \text{ mmHg}$$

$$T'' = 350,165 \text{ K}$$

$$R = 0,561 \text{ (Trial)}$$

Komponen	Fi (kmol/jam)	Zf	Po	Ki	Xi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	67,3801	0,6281	1479,0259	1,7454	0,4429
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	5,2227	0,0487	610,7356	0,7207	0,0577
H <sub>2</sub> O	34,6732	0,3232	314,5305	0,3712	0,4994
TOTAL	107,2761	1,0000			1,0000

$$V/F = 0,561; \text{ maka } V = 0,561 \times 107,2761 \text{ kmol/jam} = 60,18186 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Kecepatan mol fase cair (L)} = F - V = (107,2761 - 60,1758) \text{ kmol/jam} = 47,1002 \text{ kmol/jam}$$

Komponen cair terdiri dari:

Komponen	BM	xi	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	2,016	0	0	0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,080	0,443	20,861	1211,601
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	0,058	2,719	163,400
H <sub>2</sub> O	18,015	0,499	23,520	423,706
TOTAL		1,000	47,099	1798,707

Komponen gas terdiri dari:

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam
H <sub>2</sub>	2,016	67,315	0,528	135,707
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	46,519	0,365	2701,837
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	2,504	0,020	150,463
H <sub>2</sub> O	18,015	11,154	0,087	200,933
TOTAL		127,491	1,000	3188,939

**SUBZONE 3**

$$P_{\text{condensor}} = 847,3751 \text{ mmHg}$$

$$T'' = 346,64 \text{ K}$$

$$R = 0,3233 \text{ (Trial)}$$

Komponen	Fi (kmol/jam)	Zf	Po	Ki	Xi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	67,3801	0,6281	1330,1963	1,5698	0,5304
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	5,2227	0,0487	527,9785	0,6231	0,0554
H <sub>2</sub> O	34,6732	0,3232	271,5533	0,3205	0,4142
TOTAL	107,2761	1,0000			1,000

$$V/F = 0,3233; \text{ maka } V = 0,3233 \times 107,2761 \text{ kmol/jam} = 34,6823 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Kecepatan mol fase cair (L)} = F - V = (107,2761 - 34,6823) \text{ kmol/jam} = 72,5937 \text{ kmol/jam}$$

Komponen cair terdiri dari:

Komponen	BM	xi	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	2,016	0	0	0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,530	38,503	2236,276
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	0,055	4,025	241,865
H <sub>2</sub> O	18,015	0,414	30,069	541,701
TOTAL		1,000	72,597	3019,842

Komponen gas terdiri dari:

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam
H <sub>2</sub>	2,016	67,315	0,660	135,707
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	28,877	0,283	1677,162
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	1,198	0,012	71,998
H <sub>2</sub> O	18,015	4,604	0,045	82,937
TOTAL		101,993	1,000	1967,804

**SUBZONE 4**

$$P_{\text{condensor}} = 847,3751 \text{ mmHg}$$

$$T'' = 343,12 \text{ K}$$

$$R = 0,013 \text{ (Trial)}$$

Komponen	Fi (kmol/jam)	Zf	Po	Ki	xi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	67,3801	0,6281	1193,3929	1,4083	0,6248
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	5,2227	0,0487	454,7348	0,5366	0,0490
H <sub>2</sub> O	34,6732	0,3232	233,6380	0,2757	0,3263
TOTAL	107,2761	1,0000			1,000

$$V/F = 0,013; \text{ maka } V = 0,013 \times 107,2761 \text{ kmol/jam} = 1,3946 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Kecepatan mol fase cair (L)} = F - V = (107,2761 - 1,3946) \text{ kmol/jam} = 105,8815 \text{ kmol/jam}$$

Komponen cair terdiri dari:

Komponen	BM	xi	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	2,016	0,000	0,000	0,000
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,080	0,625	66,153	3842,167
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	0,049	5,186	311,661
H <sub>2</sub> O	18,015	0,326	34,548	622,378
TOTAL		1,000	105,887	4776,206

Komponen gas terdiri dari:

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam
H <sub>2</sub>	2,016	67,315	0,980	135,707
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	1,227	0,018	71,271
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	0,037	0,001	2,203
H <sub>2</sub> O	18,015	0,125	0,002	2,260
TOTAL		68,704	1,000	211,440

## 2. Menghitung Beban Panas Kondensor

### Data Kapasitas Panas Gas

Dihitung dengan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dengan :

$C_p$  = kapasitas panas fase gas (kJ/kmol K)

A,B,C,D,E = koefisien regresi

T = suhu operasi (K)

Data konstanta masing-masing komponen diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999 sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub>	25,399	2,02E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	35,918	9,39E-02	1,87E-04	-2,16E-07	6,32E-11
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	25,535	2,12E-01	5,35E-05	-1,47E-07	4,94E-11
H <sub>2</sub> O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

### Data Kapasitas Panas Cair

Dihitung dengan persamaan :

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

Dengan :

$C_p$  = kapasitas panas fase cair (kJ/kmol K)

A,B,C,D = koefisien regresi

T = suhu operasi (K)

Data konstanta masing-masing komponen diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999 sebagai berikut :

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub>	5,06E+01	-6,11E+00	3,09E-01	-4,15E-03
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4,69E+01	6,27E-01	-2,1E-03	2,96E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	7,25E+01	7,96E-01	-2,63E-03	3,65E-06
H <sub>2</sub> O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

**Data Panas Laten Penguapan**

Dihitung dengan persamaan :

$$H_{vap} = A \cdot (1 - T/T_c)^n$$

Dengan :

$H_{vap}$  = panas laten penguapan (kJ/mol)

A,  $T_c$ , n = konstanta regresi

T = suhu operasi (K)

Data konstanta masing-masing komponen diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999 sebagai berikut :

Komponen	A	$T_c$	n
H <sub>2</sub>	0,659	33,18	0,38
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	49,244	508,2	0,481
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	58,982	508,31	0,326
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321

Beban panas kondensasi dihitung dengan persamaan:

$$Q_{total} = Q_{subzone1} + Q_{subzone2} + Q_{subzone3} + Q_{subzone4}$$

Dengan hubungan :

$Q_{subzone1}$  : Beban panas pada subzone ke 1 [kJ/jam]

$Q_{subzone2}$  : Beban panas pada subzone ke 2 [kJ/jam]

$Q_{subzone3}$  : Beban panas pada subzone ke 3 [kJ/jam]

$Q_{subzone4}$  : Beban panas pada subzone ke 4 [kJ/jam]

**Beban panas pada masing-masing subzone**

Dihitung dengan persamaan

$$Q_{subzone1} = Q_{laten} + Q_{sg}$$

$$Q_{subzone2} = Q_{laten} + Q_{sg} + Q_{sl}$$

$$Q_{subzone3} = Q_{laten} + Q_{sg} + Q_{sl}$$

$$Q_{subzone4} = Q_{laten} + Q_{sg} + Q_{sl}$$

Dengan hubungan:

$$Q_{sg} = \text{Beban panas untuk menurunkan suhu gas dari } T_{dew} \text{ sampai } T', [\text{kJ/jam}]$$

$$Q_{sg} = \sum m_i c_{pgi} (T_{dew} - T')$$

$Q_{laten}$  = Beban panas untuk pengembunan [kJ/jam]

$Q_{sl}$  = Beban panas untuk menurunkan suhu embunan [kJ/jam]

Dengan hubungan :

$c_{pgi}$  = Kapasitas panas masing masing komponen pada fase gas [kJ/kmol.K]

$T_{dew}$  = Suhu fluida panas masuk subzone 1 [ K ]

$T'$  = Suhu fluida panas keluar subzone 1 [ K ]

$T''$  = Suhu fluida panas keluar subzone 2 [ K ]

$T'''$  = Suhu fluida panas keluar subzone 3 [ K ]

$T_2$  = Suhu fluida panas keluar subzone 4 [ K ]

$F_i$  = Kecepatan massa masing masing komponen pada fase gas [kmol/jam]

### SUBZONE 1

Suhu masuk zone 1,  $T_{dew} = 357,21$  K

Suhu keluar zone 1,  $T' = 353,69$  K

### Qlaten

Komponen	$F_i$ (kmol/jam)	Hvap (kJ/kmol)	Qlaten
$(CH_3)_2CO$	8,8302	27774,4369	245252,8944
$(CH_3)_2CHOH$	1,3583	40015,3443	54353,4447
$H_2O$	14,0521	40382,5243	567457,9898
<b>TOTAL</b>	<b>24,2405</b>		<b>867064,3290</b>

### Qsensigas (Qsg)

Komponen	$F_i$ (kmol/jam)	$C_p dT$ (kJ/kmol)	Qsgas (kJ/jam)
$H_2$	67,3148	102,0647	6870,4697
$(CH_3)_2CO$	58,5500	296,5754	17364,4784
$(CH_3)_2CHOH$	3,8644	358,4903	1385,3457
$H_2O$	20,6212	119,6131	2466,5614
<b>TOTAL</b>	<b>150,3503</b>		<b>28086,8551</b>

$$Q_{zonal} = Q_{laten} + Q_{sg}$$

$$= 895151,1841 \text{ kJ/jam}$$

**SUBZONE 2**

Suhu masuk zone 2,  $T' = 353,69 \text{ K}$

Suhu keluar zone 2,  $T'' = 350,16 \text{ K}$

**Qlaten**

Komponen	Fi (kmol/jam)	Hvap (kJ/kmol)	Qlaten
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	12,0275	28077,03186	337695,1
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	1,3604	40310,09129	54837,0
$\text{H}_2\text{O}$	9,4658	40537,40553	383719,1
<b>TOTAL</b>	<b>22,8536</b>		<b>776251,2</b>

**Qsensigas (Qsg)**

Komponen	Fi (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qsgas (kJ/jam)
$\text{H}_2$	67,3148	102,0235	6867,6971
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	46,5192	294,6379	13706,3251
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	2,5037	355,9703	891,2475
$\text{H}_2\text{O}$	11,1536	119,5301	1333,1946
<b>TOTAL</b>	<b>127,4914</b>		<b>22798,4643</b>

**Qsensicair (Qsl)**

Komponen	Fi (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qsgas (kJ/jam)
$\text{H}_2$	0,0000	-509023,5504	0,0000
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	8,8302	489,9679	4326,4979
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	1,3583	652,9368	886,8939
$\text{H}_2\text{O}$	14,0521	264,5966	3718,1298
<b>TOTAL</b>	<b>24,2405</b>		<b>8931,5216</b>

$$\begin{aligned} Q_{\text{zona2}} &= Q_{\text{laten}} + Q_{\text{sg}} + Q_{\text{sl}} \\ &= \mathbf{808155,1260 \text{ kJ/jam}} \end{aligned}$$



**SUBZONE 3**

Suhu masuk zone 3,  $T'' = 350,16 \text{ K}$

Suhu keluar zone 3,  $T''' = 346,64 \text{ K}$

**Qlaten**

Komponen	Fi (kmol/jam)	Hvap (kJ/kmol)	Qlaten
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	17,6425	28376,14825	500625,5
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	1,3057	40600,44858	53010,2
$\text{H}_2\text{O}$	6,5499	40691,04506	266520,4
<b>TOTAL</b>	<b>25,4980</b>		<b>820156,1</b>

**Qsensigas (Qsg)**

Komponen	Fi (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qsgas (kJ/jam)
$\text{H}_2$	67,3148	101,9813	6864,8575
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	28,8767	292,7008	8452,2479
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	1,1981	353,4446	423,4469
$\text{H}_2\text{O}$	4,6038	119,4483	549,9132
<b>TOTAL</b>	<b>101,9934</b>		<b>16290,4656</b>

**Qsensicair (Qsl)**

Komponen	Fi (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qsgas (kJ/jam)
$\text{H}_2$	0,0000	-492722,4411	0,0000
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	20,8609	486,7360	10153,7498
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	2,7190	649,2915	1765,4169
$\text{H}_2\text{O}$	23,5196	264,4858	6220,5988
<b>TOTAL</b>	<b>47,0995</b>		<b>18139,7654</b>

$$\begin{aligned} Q_{\text{zona3}} &= Q_{\text{laten}} + Q_{\text{sg}} + Q_{\text{sl}} \\ &= \mathbf{854586,3084 \text{ kJ/jam}} \end{aligned}$$

**SUBZONE 4**

Suhu masuk zone 4,  $T'''' = 346,64 \text{ K}$

Suhu keluar zone 4,  $T_2 = 343,12 \text{ K}$

**Qlaten**

Komponen	Fi (kmol/jam)	Hvap (kJ/kmol)	Qlaten
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	27,6496	28671,90058	792767,7
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	1,1614	40886,57505	47485,7
$\text{H}_2\text{O}$	4,4783	40843,46722	182909,9
<b>TOTAL</b>	<b>33,2894</b>		<b>1023163,4</b>

**Qsensigas (Qsg)**

Komponen	Fi (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qsgas (kJ/jam)
$\text{H}_2$	67,3148	101,9381	6861,9497
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	1,2271	290,7644	356,7999
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0367	350,9132	12,8631
$\text{H}_2\text{O}$	0,1255	119,3677	14,9762
<b>TOTAL</b>	<b>68,7041</b>		<b>7246,5889</b>

**Qsensicair (Qsl)**

Komponen	Fi (kmol/jam)	Cp dT (kJ/kmol)	Qsgas (kJ/jam)
$\text{H}_2$	0,0000	-476772,6434	0,0000
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	38,5034	483,5928	18619,9524
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	4,0246	645,7492	2598,9115
$\text{H}_2\text{O}$	30,0694	264,4053	7950,5219
<b>TOTAL</b>	<b>72,5975</b>		<b>29169,3859</b>

$Q_{\text{zona4}} = Q_{\text{laten}} + Q_{\text{sg}} + Q_{\text{sl}}$

$$= 1059579,3317 \text{ kJ/jam}$$

**Beban Panas Total pada Zona Pengembunan**

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{kondensasi}} &= Q_{\text{zona1}} + Q_{\text{zona2}} + Q_{\text{zona3}} + Q_{\text{zona4}} \\
 &= 895151,1841 + 808155,1260 + 854586,3084 + 1059579,3317 \\
 &= \mathbf{3617471,9502 \text{ kJ/jam}}
 \end{aligned}$$

**3. Jumlah Media Pendingin**

Sebagai media pendingin digunakan air:

$$\text{Suhu masuk, } T_1 = 303,15 \text{ K} = 30 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar, } T_2 = 323,15 \text{ K} = 45 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Kapasitas panas, } c_p = (92,053) + (-0,039953 T) + (-0,00021103 T^2) + (0,00000053469 T^3) \text{ [kJ/kmolK]}$$

Kecepatan massa pendingin yang diperlukan, dihitung dengan persamaan

$$M_{\text{air}} = \frac{Q_{\text{total}}}{c_p \text{ air} \times (T_2 - T_1)}$$

Dengan hubungan :

$$c_{p\text{air}} = \text{Kapasitas panas air [ kJ/kg K ]}$$

$$M_{\text{air}} = \text{Kecepatan massa air [ kg /jam ]}$$

$$Q_{\text{total}} = \text{Beban panas total [ kJ /jam ]}$$

$$T_1 = \text{Suhu air pendingin masuk [ K ]}$$

$$T_2 = \text{Suhu air pendingin keluar [ K ]}$$

$$\text{Massa air} = \frac{3617471,9502 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{1505,5337 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}} \times 18,015 \text{ kg/kmol} = 43286,149 \frac{\text{kg}}{\text{jam}}$$

**4. Menghitung beda suhu rerata**

Aliran counter-current

Menentukan distribusi suhu media pendingin.

Zona Pengembunan

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	357,21	343,12	34,06
Dingin	323,15	303,15	39,97

$$\Delta LMTD = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \left( \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)}$$

$$\Delta LMTD = \frac{(39,97 - 34,06)}{\ln \left( \frac{39,97}{34,06} \right)} = 36,9358 \text{ K}$$

## 5. Koefisien Perpindahan Kalor

Hot fluid: Light Organic

Cold fluid: Water

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	$U$ (W/m <sup>2</sup> ·C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Ud di antara 700-1000, dipilih:

$$U_d = 900 \text{ J/s.m}^2 \cdot \text{K} = 3240 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K}$$

## 6. Alat Penukar Kalor Standar

### a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan

Dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dengan hubungan :

A = Luas perpindahan kalor yang diperlukan (m<sup>2</sup>)

Q<sub>t</sub> = Beban panas total (kJ/jam)

U<sub>d</sub> = Koefisien perpindahan kalor gabungan (kJ/m<sup>2</sup>.jam.K)

ΔT = beda suhu rerata (K)

$$A = \frac{3617471,9502 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{3240 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \times 36,9358 \text{ K}}$$

$$= 30,2282 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan kalor lebih dari > 10 m<sup>2</sup>, maka alat penukar kalor jenis *shell and tube* sesuai untuk digunakan.

### b. Ukuran tabung

Dipilih 3/4" OD, 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

Diameter luar tabung, O<sub>d</sub> = 0,75 in × (0,0254 m/in) = 0,0191 m

Diameter dalam tabung, I<sub>d</sub> = 0,584 in × (0,0254 m/in) = 0,0148 m

Luas laju aliran per tube, a<sub>t</sub> = 0,026 in<sup>2</sup> × (0,0254 m/in)<sup>2</sup> = 0,0007 m<sup>2</sup>

Luas selimut tube (m) : a" = π × O<sub>d</sub>

$$a'' = \pi \times (0,0191 \text{ m}) \times \text{m/m} = 0,0598 \text{ m}^2/\text{m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standar, 6 ft, 8 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

(Towler dan Sinnott, “*Chemical Engineering Design Principles*”, Mc Graw Hill New York, 2008, halaman 805)

Dipilih : Panjang tabung,  $L = 12 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 3,6576 \text{ m}$

**c. Jumlah tabung yang diperlukan**

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{30,2282 \text{ m}^2}{0,0598 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \times 3,6576 \text{ m}}$$

= 138,1629 pipa (digunakan untuk mencari ids pada tabel dengan jumlah pipa yg mendekati)

**d. Alat penukar kalor standar**

**Table 10-10A**  
**Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger  $\frac{3}{4}$ -in.**  
**O.D. Tubes on  $\frac{15}{16}$ -in. Triangular Pitch**

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dari tabel 10-10A, Ludwig. E.E., vol III halaman 49., dipilih:

$$\text{Diameter selongsong: } Ids = 16 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,4064 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah tabung, } nt = 176 \text{ (dipilih di tabel 10-10A Ludwig, E.E)}$$

$$\text{Pass tabung, } np = 2$$

Susunan :  $\frac{3}{4}$ " pada 15/16-in *triangular pitch*

$$\text{pitch} = 15/16 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,0238 \text{ m}$$

### Diameter ekuivalen

Diameter ekivalen shell dihitung dari persamaan berikut:

Sumber: Kern D.Q,1983, "*Process Heat Transfer*", Case Institute of Technology, London, Hal 139

$$\begin{aligned} De &= \frac{4(0,5P \times 0,86P - 0,5 \pi/4 OD_t^2)}{0,5\pi OD_t} \\ &= \frac{4\left(\frac{1}{2} \times 0,0238 \times 0,86 \times 0,0238 - \frac{1}{8} \times 3,14 \times (0,0191)^2\right)}{0,5 \times 3,14 \times 0,0191} \\ &= 1,4236 \text{ in} \\ &= 0,0362 \text{ m} \end{aligned}$$

Keterangan :

$D_e$  : Diameter ekivalen *shell*

$P$  : Jarak antar pusat pipa (Pitch)

$OD_t$  : Diameter luar tube

**Luas perpindahan kalor standar (terkoreksi)**

$$A = nt \times a'' \times L$$

$$A = 176 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m} = 38,5065 \text{ m}^2$$

**e. Koefisien perpindahan kalor standar (terkoreksi)**

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{3617471,9502 \frac{\text{kJ}}{\text{jam}}}{38,5065 \text{ m}^2 \times 36,9358 \text{ K}} = 2543,4529 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} = 0,7065 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

**f. Route Fluida**

Fluida panas dialirkan dalam selongsong (*shell*) dan fluida dingin dialirkan dalam tabung (*tube*).



### 7. Koefisien perpindahan kalor dalam tabung, selongsong dan gabungan

Selongsong (*shell*) = fluida panas

Luas aliran

Dihitung dengan persamaan :

$$A_s = \frac{I_{ds} B C'}{Pitch}$$

Keterangan :

$A_s$  = Luas aliran [ $m^2$ ]

$B$  = Jarak antar baffle [m]

$C'$  = Clearance [m]

Pitch = Pitch [m]

Jarak antar baffle:

Jarak antar baffle berkisar antara  $I_{ds}/5$  sampai

$I_{ds}$ .

Dipilih :  $B = I_{ds}/5$

$I_{ds} = 0,4064$  m

$$B = \frac{0,4064 \text{ m}}{5} = 0,0813 \text{ m}$$

Pitch = 0,0238 m

Clearance :

$C' = 0,0238 - 0,0191 = 0,0048$  m

$$A_s = \frac{0,4064 \text{ m} \times 0,0813 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}}$$

$A_s = 0,00661$   $m^2$

Tabung (*tube*) = fluida dingin

Luasan perpipa

$$A_t = \frac{n t a_t}{n p}$$

$$A_t = \frac{176 \times 0,0007 \text{ m}^2}{2}$$

$A_t = 0,0581$   $m^2$

Flux massa

$$G_t = \frac{\text{kecepatan massa umpan}}{A_t}$$

$$G_t = \frac{43286,1494 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(\frac{\text{jam}}{3600 \text{ detik}}\right)}{0,0581 \text{ m}^2}$$

$G_t = 206,8982$   $\text{kg}/\text{m}^2\text{s}$

Kecepatan linier

$$v_{\text{lin}} = \frac{G_t}{\rho_{\text{air}}}$$

$$v_{\text{lin}} = \frac{206,8982 \text{ kg}/\text{m}^2\text{s}}{1013,6381 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,2041 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

**Koefisien Perpindahan Kalor pada Shell**

Selongsong (*shell*) = fluida panas

Luasan aliran

$$A_s = \frac{I_{ds} B C'}{\text{Pitch}}$$

$$A_s = \frac{0,4064 \text{ m} \times 0,0813 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}}$$

$$A_s = 0,00661 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$G_s = \frac{\text{kecepatan massa umpan}}{A_s}$$

$$G_s = \frac{4987,6459 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left(\frac{\text{jam}}{3600 \text{ detik}}\right)}{0,0066 \text{ m}^2}$$

$$G_s = 209,713 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$I_{ds} = 0,4064 \text{ m}$$

$$B = 0,0813 \text{ m}$$

$$C = 0,0048 \text{ m}$$

$$\mu_{av} = 9,41\text{e-}6 \text{ kg/ms}$$

$$c_{p,av} = 0,2282 \text{ kJ/kg K}$$

$$k_{th,av} = 5,0088\text{e-}5 \text{ kJ/s.m.K}$$

$$m_{av} = 4987,6459 \text{ kg/jam}$$

$$Re_{,s} = 9060373,214$$

$$Pr_{,s} = 0,04286$$

$$De = 0,0362 \text{ m}$$

$$h_o = 0,36 \frac{k_{thav}}{De} Res^{0,8} Prs^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu av} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 0,36 \frac{5,0081 \cdot 10^{-5} \text{ kJ/s.m.K}}{0,0362 \text{ m}} 9060373,214^{0,8} 0,04286^{1/3} \left( \frac{9,41 \cdot 10^{-6} \text{ kg/ms}}{9,41 \cdot 10^{-6} \text{ kg/ms}} \right)^{0,14}$$

$$h_o = 64,2049 \text{ kJ/s.m}^2 \cdot \text{K}$$

### Koefisien Perpindahan Kalor pada Tube

Tabung (*tube*) = fluida dingin

Luasan perpipa

$$At = \frac{nt \text{ at}}{np}$$

$$At = \frac{176 \times 0,0007 \text{ m}^2}{2}$$

$$At = 0,0581 \text{ m}^2$$

Flux massa

$$Gt = \frac{\text{kecepatan massa umpan}}{At}$$

$$Gt = \frac{43286,1494 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times \left( \frac{\text{jam}}{3600 \text{ detik}} \right)}{0,0581 \text{ m}^2}$$

$$Gt = 206,8982 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

Kecepatan linier

$$v_{lin} = \frac{Gt}{\rho \text{ air}}$$

$$v_{lin} = \frac{206,8982 \text{ kg/m}^2\text{s}}{1013,6381 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 0,363 \frac{\text{m}}{\text{s}}$$

$$Idt = 0,0148 \text{ m}$$

$$Odt = 0,0191 \text{ m}$$

$$T_{avg} = 313,15 \text{ K}$$

$$\mu_{\text{air}} = 0,00068435 \text{ kg/ms}$$

$$c_{p \text{ air}} = 83,5711 \text{ kJ/kg K}$$

$$k_{th \text{ air}} = 0,0006 \text{ kJ/s.m.K}$$

$$m_{\text{air}} = 43286,149 \text{ kg/jam}$$

$$a_t = 0,0116 \text{ m}^2$$

$$A_t = 0,0581 \text{ m}^2$$

$$G_t = 206,8982 \text{ kg/m}^2\text{s}$$

$$Re_{t} = 4484,6362$$

$$Pr_{t} = 91,4674$$

$$h_i = 0,021 \frac{k_{thav}}{Id} Re_t^{0,8} Pr_t^{1/3}$$

$$h_i = 0,021 \frac{0,0006 \text{ kJ/s. m. K}}{0,0148 \text{ m}} 4484,6362^{0,8} 91,4674^{1/3} = 3,3279 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \text{m}^2\text{K}$$

$$h_{io} = h_i \times \frac{Idt}{Odt} = 2,5914 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \text{m}^2\text{K}$$

### Koefisien perpindahan kalor gabungan

Dihitung dengan persamaan

$$U_c = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$U_c = \frac{2,5914 \frac{\text{kJ}}{\text{s.m}^2} \text{K} \times 64,2049 \text{ kJ/s.m}^2 \cdot \text{K}}{2,5914 \frac{\text{kJ}}{\text{s.m}^2} \text{K} + 64,2049 \text{ kJ/s.m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$U_c = 2,4908 \frac{\text{kJ}}{\text{s. m}^2}$$

## 8. Faktor Pengotor

$$Rd = \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc}$$

$$Rd = \frac{1 \frac{m^2.s.K}{kJ}}{0,7065} - \frac{1 \frac{m^2.s.K}{kJ}}{2,4908} = 1,0139 \frac{m^2.s.K}{kJ}$$

Faktor pengotor minimum

$$\begin{aligned} R_{dmin} &= 0,003 \text{ ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}/\text{BTU} && \text{(Perry)} \\ &= 0,5283 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}/\text{kJ} \end{aligned}$$

Maka dengan nilai  $Rd > R_{dmin}$ , dapat digunakan.

## 9. Penurunan Tekanan

### a. Shell

Dihitung dengan persamaan 12.47, Kern, D.Q., halaman 273:

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I_{ds} \times (N + 1)}{2 \times \rho_f \times D_e}$$

Dengan hubungan :

$D_e$  = Diameter ekivalen [ m ]

$f$  = Faktor friksi

$G_s$  = Flux massa [kg/m<sup>2</sup> .s]

$I_{ds}$  = Diameter selongsong [m]

(N + 1) = Jumlah baffle

$\Delta P_s$  = Penurunan tekanan [ kg/m.s<sup>2</sup> ]

$\rho_f$  = Densitas [kg/m<sup>3</sup>]

### Jumlah baffle

$$(N + 1) = L/B$$

$$(N + 1) = \frac{3,6576 \text{ m}}{0,0813 \text{ m}} = 45$$

### Bilangan Reynold

$$Re = \frac{De G_s}{\mu f}$$

$$Re = \frac{0,0362 \text{ m} \times 209,7132 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}}}{9,41 \cdot 10^{-6} \frac{\text{kg}}{\text{m} \cdot \text{s}}}$$

$$Re = 9060373,214$$

### Faktor friksi

dihitung dengan persamaan :

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} \quad (\text{Kern, D.Q., halaman 53})$$

$$f = 0,0035 \times \frac{0,264}{9060373,214^{0,42}}$$

$$f = 0,003816$$

Penurunan Tekanan

$$\Delta P_s = \frac{0,003816 \times (209,7132 \frac{\text{kg}}{\text{s} \cdot \text{m}^2})^2 \times 0,4064 \times 45}{2 \times 0,0362 \text{ m} \times 25,7842 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1645,9774 \text{ Pa}$$

$$= 0,2388 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 5 \text{ Psi}$$

$\Delta P_{\text{shell allowable}} < \Delta P_s \text{ max}$ , sehingga  $\Delta P_{\text{shell}}$  perancangan diterima.

b. Tube

Dihitung dengan persamaan 12.47, Kern, D.Q., halaman 273:

$$\Delta P_t = \frac{4 \times f \times Gt^2 \times L \times \text{pass}}{2 \times \rho_{\text{air}} \times Idt}$$

Dengan hubungan :

$D$  = Diameter tabung [ ft ]

$f$  = Faktor friksi

$Gt$  = Flux massa [lb/ft<sup>2</sup>.jam]

$L$  = panjang tabung [ ft]

pass = jumlah passes

$\Delta P_s$  = Penurunan tekanan [ Psi ]

$\rho_{\text{air}}$  = Densitas [kg/m<sup>3</sup>]

**Bilangan Reynold**

$$Re = \frac{Id \times Gt}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0148 \text{ m} \times 206,8982 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2 \text{s}}}{0,000625 \frac{\text{kg}}{\text{m.s}}}$$

$$Re = 4484,6362$$

**Faktor friksi**

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{Re^{0.32}}$$

(Kern, D.Q., halaman 53)

$$f = 0,0014 \times \frac{0,125}{(4484,6362)^{0,32}}$$

$$= 0,009879$$

Penurunan tekanan dihitung dengan persamaan :

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,009879 \times (206,8982 \frac{kg}{m^2s})^2 \times 3,6576 \text{ m} \times 2}{2 \times 1013,6381 \text{ kg/m}^3 \times 0,0148 \text{ m}}$$

$$= 411,4944 \text{ Pa}$$

$$= 0,0597 \text{ psi}$$

Penurunan Tekanan karena belokan

$$g = 9.8 \text{ m/s}^2$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times \text{pass} \times Vt^2}{s \times 2 \times g}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 2 \times 0,204^2}{1 \times 2 \times 9,8}$$

$$= 0,017005 \text{ Pa}$$

$$= 2,4671 \cdot 10^{-6} \text{ psi}$$

Penurunan tekanan total pada tabung

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

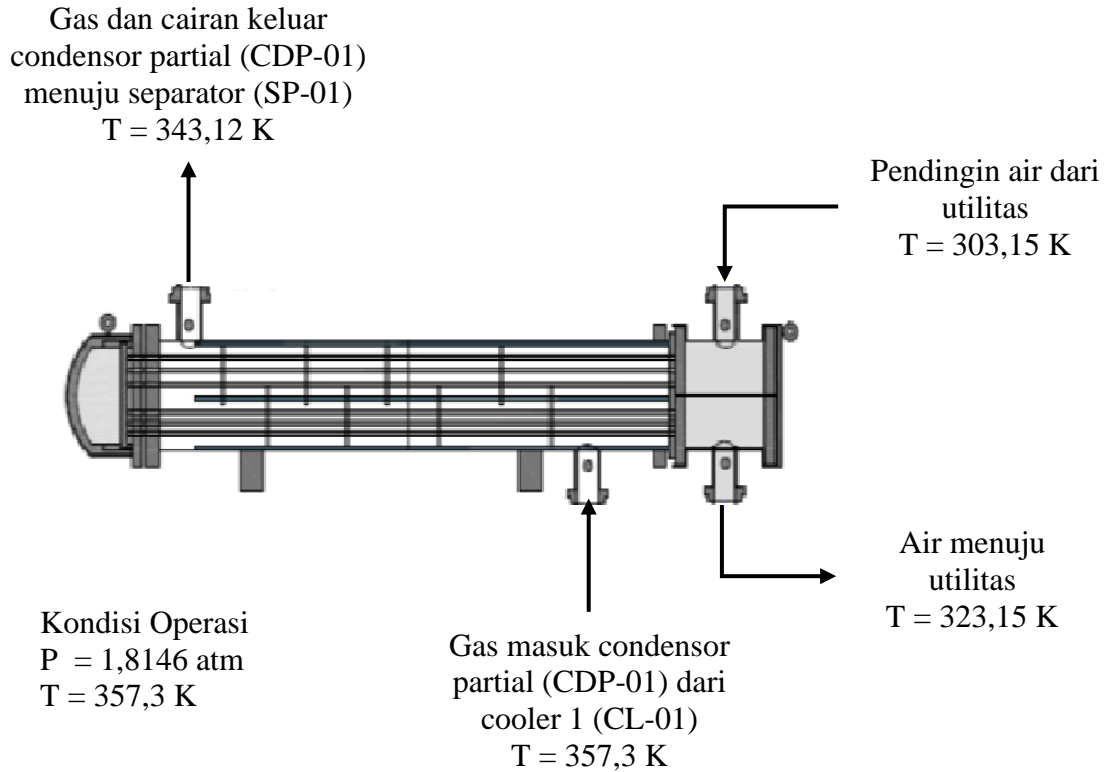
$$\Delta P_T = (0,0597 + 2,4671 \cdot 10^{-6}) \text{ Psi}$$

$$= 0,0597 \text{ Psi}$$

$$\Delta P_t \text{ max} = 10 \text{ Psi}$$

$\Delta P_{\text{tube allowable}} < \Delta P_t \text{ max}$ , sehingga  $\Delta P_{\text{tube}}$  perancangan diterima.



**RINGKASAN CONDENSER PARTIAL****(CDP-01)**

Tugas : Mengembunkan sebagian gas keluar Reaktor (R-01)

Jenis alat : Penukar kalor selongsong (*shell*) dan tabung (*tube*), 1 shell 2 tube

Kondisi Operasi :

$P : 1,8146 \text{ atm}$

$T : 357,3 \text{ K}$

1. Ukuran alat :

Ids =  $16 \text{ in} \times (0,0254 \text{ m/in}) = 0,4064 \text{ m}$

Jumlah pipa = 176

Pass = 2

Panjang *tube*,  $L = 12 \text{ ft} \times (0,3048 \text{ m/ft}) = 3,6576 \text{ m}$

---

Susunan pipa =  $\frac{3}{4}$  in pada 15/16 in, *triangular pitch*  
Luas perpindahan kalor standar = 38,5065 m<sup>2</sup>  
Bebas Panas = 3617471,9502 kJ/jam.

2. Suhu Fluida panas

Suhu masuk = 357,3 K = 84,15 °C  
Suhu keluar = 343,12 K = 69,97 °C

3. Media Pendingin

Jenis = Air  
Suhu masuk = 303,15 K = 30 °C  
Suhu keluar = 323,15 K = 50 °C

4. Massa air yang diperlukan = 43286,149 kg/jam Koefisien perpindahan panas

$h_o$  = 64,2049 kJ/m<sup>2</sup>.s.K  
 $h_{io}$  = 2,5914 kJ/m<sup>2</sup>.s.K  
 $U_c$  = 2,4908 kJ/m<sup>2</sup>.s.K  
 $U_d$  = 0,7065 kJ/m<sup>2</sup>.s.K  
 $R_d$  terhitung = 1,0139 m<sup>2</sup>.s.K/kJ  
 $R_d$  minimum = 0,5283 m<sup>2</sup>.s.K/kJ  
*Pressure drop shell* = 1645,9774 Pa  
*Pressure drop tube* = 411,5115 Pa

## 5. Neraca Massa Condensor Partial (CDP-01)

## a. Komponen masuk CDP-01

Komponen	BM	Masuk CDP			
		Massa (kg/jam)	Fraksi Massa	Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol
H <sub>2</sub>	2,016	135,7067	0,0272	67,3148	0,3856
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	3913,4374	0,7846	67,3801	0,3859
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	313,8636	0,0629	5,2227	0,0299
H <sub>2</sub> O	18,015	624,6382	0,1252	34,6732	0,1986
Total		4987,6459	1,0000	174,5909	1,0000

## b. Komponen fase gas

Komponen	BM	Keluar Gas			
		Massa (kg/jam)	Fraksi Massa	Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol
H <sub>2</sub>	2,016	135,7067	0,6827	67,3148	0,9797
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	50,8747	0,2559	0,8759	0,0127
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	4,0802	0,0205	0,0679	0,0010
H <sub>2</sub> O	18,015	8,1203	0,0409	0,4508	0,0066
Total		198,7819	1,0000	68,7094	1,0000

## c. Komponen fase cair

Komponen	BM	Keluar Cair			
		Massa (kg/jam)	xi (fraksi massa)	Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol
H <sub>2</sub>	2,016	0	0	0,0000	0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	3862,5627	0,8066	66,5042	0,6281
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	309,7833	0,0647	5,1548	0,0487
H <sub>2</sub> O	18,015	616,5179	0,1287	34,2225	0,3232
Total		4788,8640	1	105,8815	1,0000

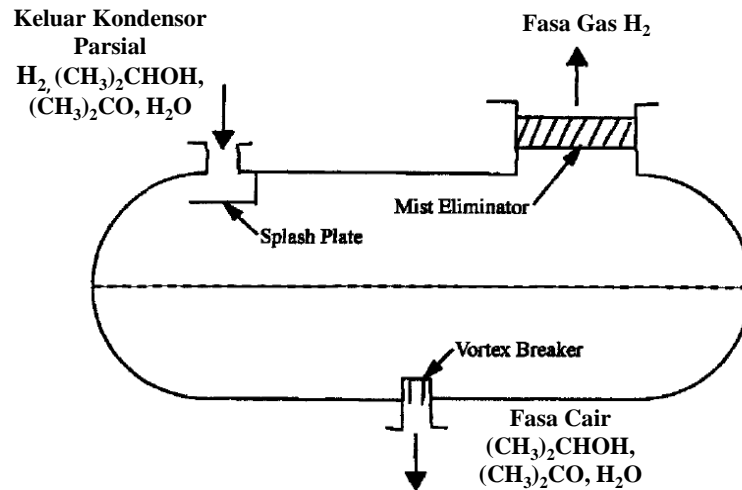
---

**SEPARATOR (SP-02)**

Tugas : Memisahkan fase gas dan fase cair keluar kondensor parsial (CDP-01)

Jenis alat : Horizontal Drum Separator

sketsa permasalahan :



Data :

Suhu = 343,1241 K ( keluar kondensor parsial) = 69,97 °C

Tekanan = 1,8146 atm (keluar kondensor parsial)

Komposisi bahan masuk dari Kondensor parsial

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	fraksi mo
H <sub>2</sub>	2,016	67,31484	135,707	0,38556
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	67,38012	3913,437	0,38593
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	5,22270	313,864	0,02991
H <sub>2</sub> O	18,015	34,67323	624,638	0,19860
Total		174,59089	4987,6459	1,00000

Komposisi keluar fase gas (dari kondensor parsial)

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	fraksi mo
H <sub>2</sub>	2,016	67,31484	135,7067	0,97970
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,87594	50,8747	0,01275
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	0,06790	4,0802	0,00099
H <sub>2</sub> O	18,015	0,45075	8,1203	0,00656
Total		68,70943	198,78192	1,00000

Komposisi keluar fase cair ( dari kondensor parsial)

Komponen	Mr	kmol /jam	kg/jam	fraksi mo
H <sub>2</sub>	2,016	0,00000	0,0000	0,00000
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	66,50418	3862,5627	0,62810
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	5,15481	309,7833	0,04868
H <sub>2</sub> O	18,015	34,22248	616,5179	0,32321
Total		105,88146	4788,8640	1,00000

Rapat massa:

Mengikuti persamaan:

Dihitung dengan persamaan

$$\text{Densitas} = \frac{A}{B \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dengan hubungan :

$\rho_l$  : rapat massa fase cair [ g / ml ]

A, B, n, T<sub>c</sub> : konstanta konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Data diperoleh dari Yaws

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,27728	0,25760	0,29903	508,20
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,26785	0,26475	0,24300	508,31
H <sub>2</sub> O	0,34710	0,27400	0,28571	647,13

**Langkah perhitungan**

1. Menentukan komposisi gas dan cair
2. Kecepatan uap
3. Diameter dan tinggi
4. Bahan konstruksi

Asumsi :

- Separator bekerja dalam keadaan tunak
- Konstanta kesetimbangan fase mengikuti persamaan  $K_i = P_{uap_i} / P_{total}$

**1. Menentukan Komposisi Gas dan Cair****Komposisi Cairan**

Komponen	Mr	kmol /jam	xf	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,0800	66,5042	0,6281	3862,5627
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,0960	5,1548	0,0487	309,7833
H <sub>2</sub> O	18,0150	34,2225	0,3232	616,5179
Total		105,8815	1,0000	4788,8640

**Komposisi Uap**

Komponen	Mr	kmol /jam	yi	kg/jam
H <sub>2</sub>	2,0160	67,3148	0,9797	135,7067
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,0800	0,8759	0,0127	50,8747
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,0960	0,0679	0,0010	4,0802
H <sub>2</sub> O	18,0150	0,4508	0,0066	8,1203
Total		68,7094	1,0000	198,7819

**2. Kecepatan Uap**

- a. Rapat massa fase cair

$$T = 343,12 \text{ K}$$

Komponen	massa (kg/jam)	$\rho$ ( kg / m <sup>3</sup> )	vol ( m <sup>3</sup> / jam )
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	3862,563	730,743	5,286
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	309,783	736,388	0,421
H <sub>2</sub> O	616,518	985,247	0,626
Total	4788,864	2452,379	6,332

$$\rho_l = \frac{4788,864 \text{ kg/jam}}{6,332 \text{ m}^3/\text{jam}} = 756,27 \text{ kg/m}^3$$

## b. Rapat Massa Uap

Komposisi uap

Komponen	Mw	kg/jam	kmol /jam
H <sub>2</sub>	2,0160	135,707	67,315
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,0800	50,875	0,876
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,0960	4,080	0,068
H <sub>2</sub> O	18,0150	8,120	0,451
Total		198,782	68,709

Berat molekul uap

$$MW_{\text{uap}} = \frac{198,782 \text{ kg/jam}}{68,709 \text{ kmol/jam}} = 2,8931 \text{ kg/kmol}$$

Rapat massa uap

$$\rho_v = \frac{M_{\text{uap}} \times P_t}{R_g \times T}$$

$$\rho_v = \frac{2,8931 \text{ kg/kmol} \times 1,8146 \text{ atm}}{0,082 \text{ m}^3 \text{ atm/kmol K} \times 343,12 \text{ K}} = 0,1866 \text{ kg/m}^3$$

## c. Kecepatan Uap

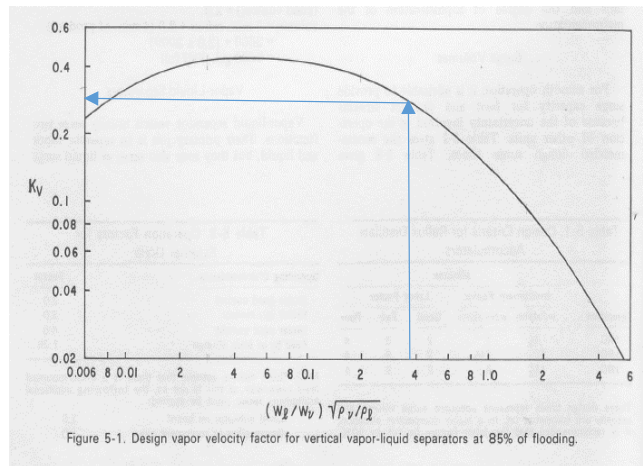
Rumus  $(w_l/w_v) \sqrt{\rho_v/\rho_l}$  ( Frank L. Evans hal.155)

$$\frac{w_l}{w_v} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} = \left( \frac{4776,206 \text{ kg/jam}}{211,44 \text{ kg/jam}} \right) \sqrt{\frac{0,1985 \text{ kg/m}^3}{756,589 \text{ kg/m}^3}}$$

$$\frac{w_l}{w_v} \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} = 0,3784$$

Mencari vapor velocity factor (Kv)

Dengan menggunakan grafik pada fig 5.1 Frank L. Evans hal 154



$$\begin{aligned}
 K_v &= 0,3 \text{ ft/s} \\
 K_h &= 1,25 \times K_v \\
 &= 1,25 \times 0,3 \\
 &= 0,4 \text{ ft/s} \times 0,3048 \text{ m/ft} \\
 &= 0,1143 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Mencari  $(U_v)_{\max}$  (Kecepatan Maksimum Uap)

$$(U_v)_{\max} = K_h \times \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}}$$

$$\begin{aligned}
 (U_v)_{\max} &= 0,1143 \text{ m/s} \times \sqrt{\frac{756,589 \text{ kg/m}^3 - 0,1985 \text{ kg/m}^3}{0,1985 \text{ kg/m}^3}} \\
 &= 7,2760 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Kecepatan volume uap:

$$Q_{\text{vol}} = \frac{198,782 \text{ kg/jam} \times [\text{jam} / 3600 \text{ s}]}{0,1866 \text{ kg/m}^3} = 0,296 \text{ m}^3/\text{s}$$

Vapor flow area minimum  $A_{\min}$

$$A_{\min} = \frac{Q_v}{(U_v)_{\max}}$$

$$\begin{aligned}
 A_{\min} &= \frac{0,2959 \text{ m}^3/\text{s}}{7,2760 \text{ m/s}} \\
 &= 0,0407 \text{ m}
 \end{aligned}$$



**3. Menentukan diameter minimum**

Diameter minimum

$$D_{min} = \sqrt{4 \times A_{min} / \pi}$$

$$D_{min} = \sqrt{4 \times 0,0524 \text{ m} / 3,14}$$

$$D_{min} = 0,2276 \text{ m}$$

Dipilih Diameter Dt = 0,76 m (Harry Silla, 1990)

**4. Tinggi cairan dalam separator**

Waktu tinggal cairan:

Waktu tinggal cairan (ts) berkisar antara 7,5 sampai 10 menit (Harry Silla, 1990)

$$\theta = 7,5 \text{ menit}$$

VI = kecepatan volume x waktu vl x ts

$$VI = 6,332 \text{ m}^3 / \text{jam} \times [ \text{jam} / 60 \text{ menit} ] \times 8 \text{ menit} = 0,7915 \text{ m}^3$$

$$\text{Luas penampang, } A = \pi D^2 / 4 = \frac{3,1416}{4} \times (0,76 \text{ m})^2 = 0,4536 \text{ m}^2$$

$$0,5 \times L \times A = vl \times ts \quad (\text{eq 6.11.5, Harry Silla, 1990})$$

$$0,5 \times L \times 0,4536 = 0,7915$$

$$L = \frac{0,791528}{0,5 \times 0,4536}$$

$$L = 3,490 \text{ m}$$

$$\text{Cek L/D : } L/D = \frac{3,49}{0,76} = 4,59$$

Pada Table 6.12 *Calculation Procedure for Sizing Horizontal Gas-Liquid Separators*, Harry Silla,  $3 < L/D < 5$

Karena  $3 < L/D < 5$ , maka dipilih  $L/D = 4,59$

Sehingga menghitung ulang L:

$$\begin{aligned} L &= 4,59 \times D = 4,59 \times 0,76 \\ &= 3,4896 \text{ m} \end{aligned}$$

**5. Ukuran separator**

$$\begin{aligned} \text{Volume Separator} &= \text{luas penampang separator} \times \text{tinggi separator} \\ &= 0,4536 \text{ m}^2 \times 3,49 \text{ m} = 1,583 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**6. Bahan konstruksi**

Dipilih : baja karbon

## a. Tebal Dinding Selongsong

Dihitung dengan persamaan 13.42 Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", (2008), Mc.Graw Hill, hal 986

$$ts = \frac{P_{gauge} Ids}{4 f\epsilon + 0.8 P_{gauge}} + C'$$

Dengan hubungan :

$C'$  : Faktor korosi [m] fall : Allowable stress [atm]

$P_{gauge}$  : Tekanan perancangan menurut alat ukur [atm]

$Ids$  : Diameter dalam selongsong [m]

$ts$  : tebal dinding selongsong [m]

$Ids$  : Diameter selongsong [m]

$Ids = 0,76 \text{ m}$

Tekanan operasi

$P_{operasi} = 1,8146 \text{ atm}$

Tekanan perancangan:

Dirancang : Separator mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook", Butherfold, London (1999), hal 17).

$P_{design} = 150\% \times 1,8146 \text{ atm} = 2,72 \text{ atm}$

$P_{design} = 2,7219 \text{ atm}$

$P_{gauge} = 2,7219 \text{ atm} \cdot 1 \text{ atm} = 1,72 \text{ atm}$

Bahan konstruksi: dipilih baja karbon A 285

Allowable stress, fall = 12900 psi

(Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design" halaman 982)

$$\text{fall} = 12900 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14,7 \text{ psi}}$$

$$= 877,55 \text{ atm}$$

$$C' = 0,13 \text{ in} \times \frac{0,0254 \text{ m}}{1 \text{ in}}$$

$$= 0,0032$$

Effisiensi sambungan

$$\epsilon = 90\%$$

Diambil dari Tabel 13.2 Brownell and Young

$$t_s = \frac{1,7219 \text{ atm} \times 0,76 \text{ m}}{4 \times 877,55 \times 90\% + 0,8 \times 1,72 \text{ atm}} + 0,0032 \text{ m}$$

$$= 0,0036 \text{ m}$$

b. Tutup searator (head)

Dipilih jenis elipsoidal

Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada, Sinnott, "Chemical Engineering Design Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", (2008),

Butterworth, hal 987)

Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$t_h = \frac{P_{gauge} I_{ds}}{4 f_{all} - 0.4 P_{gauge}} + C'$$

(Sinnott, halaman 990)

Dengan hubungan:

$C'$  : factor korosi [m]

$f_{all}$  : tegangan yang diijinkan [atm]

$I_{ds}$  : Diameter dalam selongsong [m]

$P_{gauge}$  : Tekanan alat ukur [atm]

$t_h$  : Tebal penutup [m]

Tekanan operas = 1,815 atm

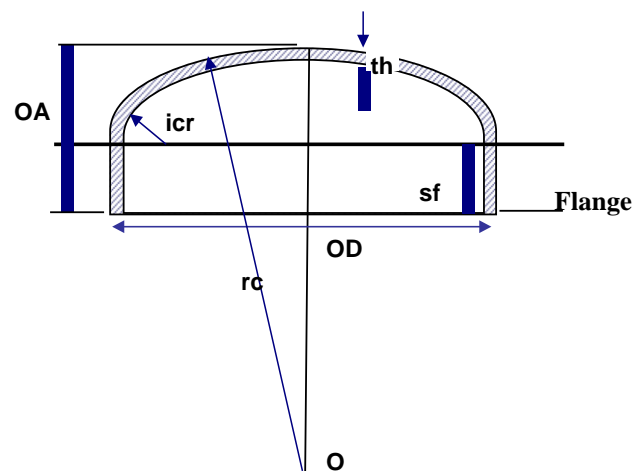
Tekanan perancangan 120% x 1,8146 atm = 2,1775 atm

Tekanan alat ukur 2,1775 atm - 1 atm = 1,1775 atm

$$t_h = \frac{1,1775 \text{ atm} \times 0,76 \text{ m}}{4 \times 877,55 \text{ atm} - 0,4 \times 1,1775 \text{ atm}} + 0,0032 \text{ m}$$

$$= 0,0034 \text{ m}$$

c. Tinggi Penutup



$$BC = r - icr$$

- $icr$  : jari-jari sudut internal (m)  
 $rc$  : Jari-jari kelengkungan (m)  
 $sf$  : lange lurus (m)  
 $th$  : tebal penutup (m)  
 $OA$  : Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan :

$$OA = th + b + sf$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

Nilai  $sf$  diperoleh dari tabel 5.6 Brownell dan Young, Process "Equipment Design", (1959), John Willey and son, New York

Nilai  $sf$  berkisar antara 1½ in sampai 3½ in

$$\text{Dipilih } sf = 2,5 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0635 \text{ m}$$

$$r = ids = 0,76 \text{ m} \times [1\text{in}/0,0254 \text{ m}] = 29,9213 \text{ in}$$

Dipilih  $r = 30 \text{ in}$  dan  $t = 0,25 \text{ in}$  maka didapat  $icr = 1,88 \text{ in}$  (tabel 5.7 hal. 90 Brownell and young)

$$icr = 1,88 \text{ in} \times [0,0254\text{m/in}] = 0,0476 \text{ m}$$

$$icr = 0,0476 \text{ m}$$

$$BC = r - icr = 0,76 \text{ m} - 0,0476 \text{ m} = 0,7124 \text{ m}$$

$$AB = \frac{Ids}{2 - icr} = \frac{0,76}{2 - 0,0476} = 0,3893 \text{ m}$$

$$b = 0,76 - [ ( 0,7124 )^2 - ( 0,3893 )^2 ]^{0,5} = 0,1634 \text{ m}$$

$$OA = 0,0034 + 0,1634 + 0,0635 = 0,2303 \text{ m}$$

Tinggi Total

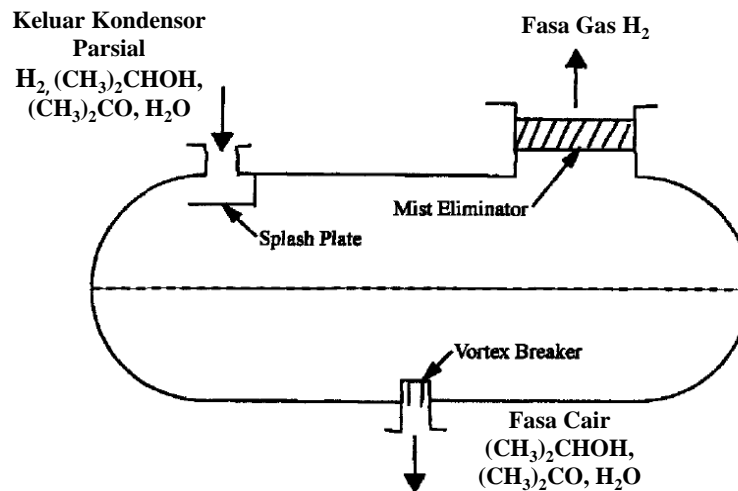
$$\begin{aligned}
 H_{\text{total}} &= \text{Tinggi separator} + 2 \times \text{Tinggi Head} \\
 &= 3,4896 + 2 \times 0,2303 \\
 &= 3,9503 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**RINGKASAN SEPARATOR (SP-02)**

Tugas : Memisahkan fase gas dan fase cair keluar kondensor parsial (CDP-01)

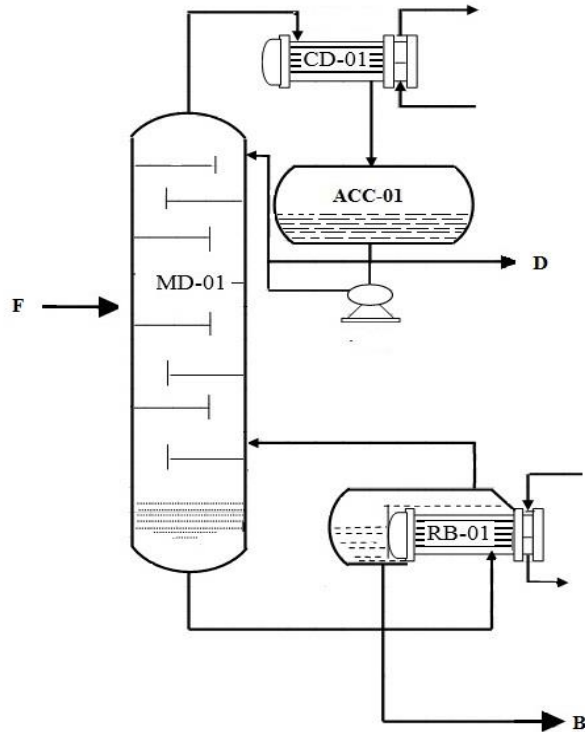
Jenis Alat : Horizontal Drum Separator

Gambar Alat



Volume Separator : 1,5831 m<sup>3</sup>  
Diameter : 0,76 m  
Tinggi : 3,9503 m  
Tebal Dinding : 0,00359 m  
Tebal Head : 0,00343 m  
Tinggi Head : 0,2303 m

## MENARA DISTILASI 1 (MD-01)



Jenis Tray = Sieve Tray

Komponen	BM	xi	kmol/jam	kg/jam
H <sub>2</sub>	2,016	0,0	0,0	0,0
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,080	0,62807	66,50418	3862,56272
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	0,04868	5,15481	309,78333
H <sub>2</sub> O	18,015	0,32320	34,22248	616,51790
Total		1,0000	105,88596	4788,86395

Sifat fisis komponen

Komponen	Titik Didih (°C)	Titik Kritis (°C)
H <sub>2</sub>	20,39	33,18
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	329,44	508,2
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	353,3	508,31
H <sub>2</sub> O	373,15	647,13

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	28,5884	-2,469E+03	-7,351E+00	2,803E-10	2,736E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	38,2363	-3,551E+03	-1,003E+01	-3,474E-10	1,737E-06
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,152E+03	-7,304E+00	2,425E-09	1,809E-06

**Densitas Cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	C	Tc
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
H <sub>2</sub> O	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Tegangan Permukaan (surface tension)**

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\sigma = A (1 - T/T_c)^n$$

sigma = surface tension, dynes/cm

A, T<sub>c</sub>, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	Tc (Kelvin)	n
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	62,200	508,20	1,1240
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	65,930	508,31	1,2222
H <sub>2</sub> O	132,674	647,13	0,9550

**Viskositas Cair**

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub>	5,061E+01	-6,114E+00	3,093E-01	-4,148E-03
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4,688E+01	6,265E-01	-2,076E-03	2,958E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	7,253E+01	7,955E-01	-2,633E-03	3,650E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**1. Menentukan kondisi operasi**

a. Menentukan komponen kunci

Light komponen, LK = (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CO

Heavy komponen, HK = (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CHOH

b. Merancang distribusi komponen

Dirancang 99,2% (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CO ke distilat.

c. Komposisi keluar MD-01

- Distilat

Komponen	kmol/jam	kg/jam	yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	65,97215	3831,66222	0,99
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,53203	31,97308	0,01
Total	66,50418	3863,63530	1,00

- Bottom

Komponen	kmol/jam	kg/jam	yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,53203	30,90050	0,01351
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	4,62277	277,81024	0,11740
H <sub>2</sub> O	34,22248	616,51790	0,86909
Total	39,37728	925,22865	1,00000



d. Mengecek pemilihan komponen light key (lk) dan heavy key (hk)

Menggunakan persamaan berikut:

$$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} = \frac{(\alpha_j - 1) \times x_{LK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{LK,F} \times F} + \frac{(\alpha_{LK} - \alpha_j) \times x_{HK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{HK,F} \times F}$$

Komponen j terdistribusi jika:

$$-0,01 \leq \frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} \leq 1,01$$

Komponen j tidak terdistribusi jika:

$$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} < -0,01 \text{ atau } \frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} > 1,01$$

Penentuan distribusi komponen

Komponen	$x_{j,F}$	$x_{j,D}$	$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F}$	Keterangan
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,628	0,97653	0,992	Terdistribusi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,049	0,02342	0,10321111	Terdistribusi
H <sub>2</sub> O	0,323	0	-0,1628232	Tidak Terdistribusi
Total	1,000	1,000		

Pengambilan light key dan heavy key tepat karena dari hasil perhitungan di atas, (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CO dan (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CHOH terdistribusi.

d. Kondisi operasi umpan (Feed)

Umpan masuk pada kondisi bubble point.

Tekanan perancangan (P) = 1,11487 atm

(trial) 847,30232 mmHg

Suhu (T) 69,97 °C

343,124113 K

Komponen	$x_i$	$P^{\circ}_i$ , mmHg	$K_i$	$y_i = k_i \times x_i$	$\alpha_i = k_i/k_{HK}$
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,6281	1193,39	1,4085	0,8846	2,6244
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0487	454,73	0,5367	0,0261	1,0000
H <sub>2</sub> O	0,3232	233,64	0,2757	0,0891	0,5138
Total	1,0000			1,000	

## e. Kondisi operasi atas (Distilate)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perancangan} &= 1,11487 \text{ atm} \\ &847,30232 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Trial Suhu} &= 59,85 \text{ }^\circ\text{C} \\ &333,00 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	$y_i$	$P^{\circ}_i$ , mmHg	$K_i$	$x_i = y_i/K_i$	$\alpha_i = K_i/K_{HK}$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,992	860,7213	1,0158	0,9765	2,9733
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,008	289,4837	0,3417	0,0234	1,0000
Total	1,00			1,000	3,9733

## f. Kondisi operasi bawah (Bottom)

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perancangan} &= 1,11487 \text{ atm} \\ &847,30232 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Trial Suhu} &= 99,31 \text{ }^\circ\text{C} \\ &372,46 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	$x_i$	$P^{\circ}_i$ , mmHg	$K_i$	$y_i = K_i \times x_i$	$\alpha_i = K_i/K_{HK}$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,0135	2748,1526	3,2434	0,0438	1,9367
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,1174	1418,9945	1,6747	0,1966	1,0000
$\text{H}_2\text{O}$	0,8691	741,0387	0,8746	0,7601	0,5222
Total	1,0000			1,0005	

## 2. Menghitung relatif volatil rata-rata

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\left(\frac{kLK}{kHK}\right)_D \times \left(\frac{kLK}{kHK}\right)_B} \dots\dots\dots(1)$$

Keterangan :

 $\alpha_{avg}$  = Relatif volatil rata-rata

kLK = Konstanta kesetimbangan light key

kHK = Konstanta kesetimbangan heavy key

sehingga :

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\left(\frac{kLK}{kHK}\right)_D \times \left(\frac{kLK}{kHK}\right)_B} = 2,39966$$

### 3. Menghitung jumlah plate minimum

Dihitung dengan persamaan Fenske Equation dalam Sinnott. "Chemical Engineering Design" hal.675.

$$N_{min} = \frac{\log \left[ \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_D \times \log \left[ \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_B}{\log \alpha_{avg}} \dots\dots\dots(2)$$

Keterangan :

$N_{min}$  : Jumlah plate minimum

$x_{LK}$  : Fraksi mol light key

$x_{HK}$  : Fraksi mol heavy key

sehingga :

$$N_{min} = \frac{\log \left[ \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_D \times \log \left[ \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_B}{\log \alpha_{avg}} = 4,00183$$

### 4. Menghitung reflux minimum

Dihitung dengan persamaan Underwood dalam Sinnott. "Chemical Engineering Design" hal.676.

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot (x_i)_D}{\alpha_i - \theta} = R_{min} + 1 \dots\dots\dots(3)$$

dengan :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot (x_i)_F}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \dots\dots\dots(4)$$

Keterangan :

$\alpha_i$  = Relatif volatil komponen

$x_i$  = Fraksi mol komponen

$\theta$  = Konstanta Underwood

$R_{min}$  = Reflux minimum

$q$  = Kondisi termal umpan (Panas yang diperlukan untuk 1 mol umpan menjadi uap jenuh/Panas laten molar umpan)

$q = 1$ , apabila umpan keadaan cair jenuh

$q = 0$ , apabila umpan keadaan uap jenuh

Umpan berupa cair jenuh, sehingga  $q = 1$ .

$\theta$  dicari dengan cara trial  $\theta$  pada persamaan (4) hingga didapat ruas kiri = ruas kanan = 0.

$$\text{Trial } \theta = 1,06539$$

Komponen	$x_F$	$\alpha_F = K_i/K_{HK}$	$\alpha_F \cdot x_F$	$\alpha_F - \theta$	$\alpha_F \cdot x_F / (\alpha_F - \theta)$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,6281	2,6244	1,6483	1,5590	1,0573
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0487	1,0000	0,0487	-0,0654	-0,7445
$\text{H}_2\text{O}$	0,3232	0,5138	0,1661	-0,5516	-0,3010
Total	1,0000				0

$$\text{maka : } \sum \frac{\alpha_i \cdot (x_i)^F}{\alpha_i - \theta} = 0$$

Sehingga reflux minimum :

Komponen	$x_D$	$\alpha_D = k_i/K_{HK}$	$\alpha_D \cdot x_D$	$\alpha_D - \theta$	$\alpha_D \cdot x_D / (\alpha_D - \theta)$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,9765	2,9733	2,9035	1,9079	1,5218
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0234	1,0000	0,0234	-0,0654	-0,3581
Total	1,000	3,9733	2,9269	1,8425	1,1637

$$R_{\min} + 1 = 1,16372$$

$$R_{\min} = 0,16372$$

### 5. Reflux operasi

Reflux operasi berkisar antara 1,2 - 1,5  $R_{\min}$ .

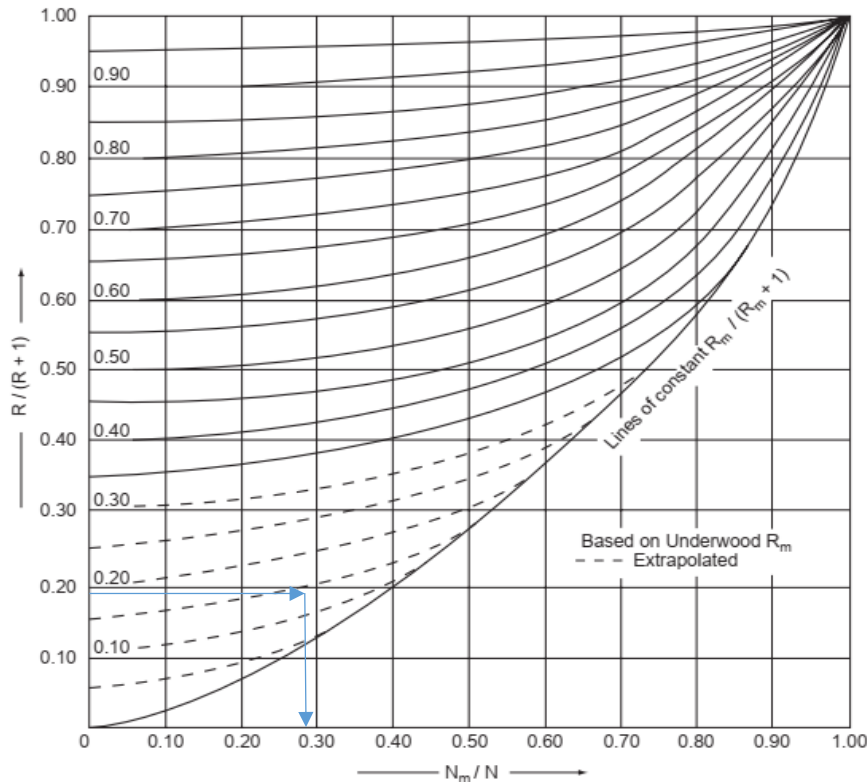
Sinnot. "Chemical Engineering Design". Hal 496

Dipilih  $R = 1,4 \times R_{\min}$

$$R = 0,22921$$

### 6. Jumlah plate ideal

Dihitung dari korelasi Erbar-Maddox pada figure 11.11 Sinnott. "Chemical Engineering Design". hal 524.



**Figure 11.11.** Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961).

$$\frac{R}{R+1} = 0,18647$$

$$\frac{R_{min}}{R_{min}+1} = 0,14069$$

Dari fig 11.11 :  $\frac{N_{min}}{N} = 0,28$

$$N = \frac{N_{min}}{0,28} = 14,29226$$

Jumlah Plate ideal = 15 (terbilang)

## 7. Efisiensi plate

Diambil dari Table 11.1 Sinnott."Chemical Engineering Design". Hal.700.

**Table 11.1.** Representative Efficiencies, Sieve Plates

System	Column dia., m	Pressure kPa, abs	Efficiency %	
			$E_{mV}$	$E_o$
Water-methanol	1.0	—	80	
Water-ethanol	0.2	101	90	
Water-isopropanol	—	—		70
Water-acetone	0.15	90	80	
Water-acetic acid	0.46	101	75	
Water-ammonia	0.3	101	90	
Water-carbon dioxide	0.08	—	80	
Toluene-propanol	0.46	—	65	
Toluene-ethylene dichloride	0.05	101		75
Toluene-methylethylketone	0.15	—		85
Toluene-cyclohexane	2.4	—		70
Toluene-methylcyclohexane	—	27		90
Toluene-octane	0.15	101		40
Heptane-cyclohexane	1.2	165	95	85
	2.4	165		75
Propane-butane	—	—		100
Isobutane-n-butane	—	2070		110
Benzene-toluene	0.13	—	75	
Benzene-methanol	0.18	690	94	
Benzene-propanol	0.46	—	55	
Ethylbenzene-styrene	—	—	75	

$E_{mV}$  = Murphree plate efficiency.

$E_o$  = Overall column efficiency.

Untuk sistem air-aseton, efisiensi sieve tray,  $\varepsilon = 70 \%$

## 8. Jumlah plate aktual

Dihitung dari persamaan 11.65 Sinnott."Chemical Engineering Design". Hal 699.

$$N_{act} = \frac{N}{\varepsilon} \quad \dots\dots\dots(5)$$

Keterangan :

$N_{act}$  : Jumlah plate aktual

$N$  : Jumlah plate ideal

$\varepsilon$  : Efisiensi plate/tray

maka :

$$N_{act} = \frac{N}{\varepsilon} = 20,41751$$

Jumlah plate aktual,  $N_{act} = 21$  (Terbilang)

Jumlah plate tidak termasuk reboiler = 20

**9. Letak plate umpan**

Dihitung dari persamaan 11.62 sinnot hal.676.

$$\log \left[ \frac{Nr}{Ns} \right] \dots\dots\dots(6)$$

Keterangan :

- Nr : Jumlah plate rectifying
- Ns : Jumlah plate pada stripping
- B : Lajur mol di distilat, kmol/jam
- D : Lajur mol di bottom, kmol/jam
- xHK : Fraksi mol heavy key
- xLK : Fraksi mol light key
- xB, LK : Fraksi mol light key di bottom
- xD, HK : Fraksi mol heavy key di distilat

sehingga :

$$\log \left[ \frac{Nr}{Ns} \right]$$

$$\log \left[ \frac{Nr}{Ns} \right] = -0,3741$$

$$\left[ \frac{Nr}{Ns} \right] = 0,4226$$

$$Nr = 0,4226 Ns$$

$$Nr + Ns = 20$$

$$0,4226 Ns + Ns = 20$$

$$1,4226 Ns = 20$$

$$Ns = 14,058737$$

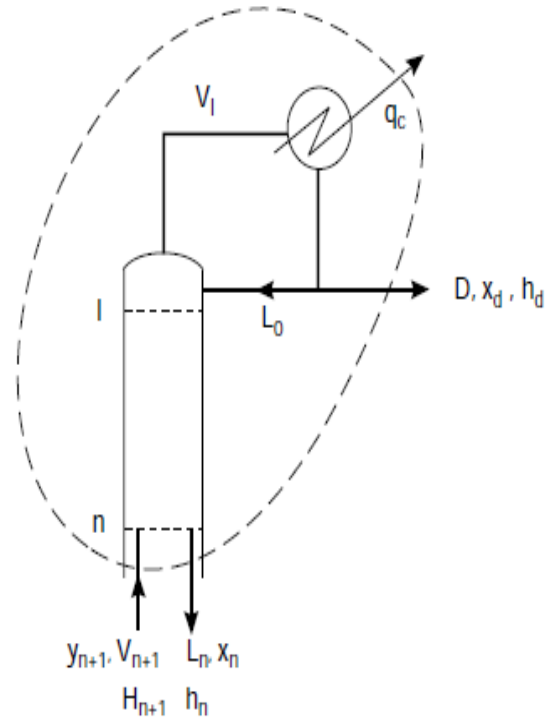
$$= 14 \quad (\text{Terbilang})$$

$$Nr = 6$$

Sehingga umpan masuk pada plate ke 6 dari atas.

## 9. Menghitung diameter menara

### a. Puncak menara



Suhu            332,99731 K  
Tekanan        1,11487 atm

Neraca massa :  
 $V_{n+1} = L_n + D$

Neraca massa komponen :  
 $V_{n+1} \cdot y_{n+1} = L_n \cdot x_n + D \cdot x_D$

Keterangan :

$V_{n+1}$         : Kecepatan mol uap, kmol/jam  
 $L_n$             : Kecepatan mol cairan, kmol/jam  
 $D$              : Kecepatan mol distilat  
 $y_{n+1}$         : Fraksi mol uap  
 $x_n$             : Fraksi mol cair  
 $x_D$             : Fraksi mol di distilat  
 $n$              : Plate ke-n



dimana :  $V1 = L0 + D$  .....(7)

Persamaan (7) dibagi dengan D :

$$\frac{V1}{D} = \frac{L0}{D} + \frac{D}{D}$$

dengan :  $\frac{L0}{D} = R$

sehingga :  $\frac{V1}{D} = R + 1$

$$V1 = (R + 1) \cdot D$$
 .....(8)

maka,  $V1 = [ 0,22921 + 1 ] \times 66,50418$  kmol/jam

$$V1 = 81,74764 \text{ kmol/jam}$$

Digunakan kondensor total, sehingga fraksi mol uap = fraksi mol di distilat.

maka komposisi di V1 :

Komponen	yi	kmol/jam	BM	Kg/jam	fraksi massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,99	81,094	58,080	4709,920	0,992
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,01	0,654	60,096	39,302	0,008
Total	1,00	81,748		4749,222	1,000

$$L0 = 15,243 \text{ kmol/jam}$$

Komponen di L0 = V1 - D :

Komponen	yi	kmol/jam	BM	Kg/jam	fraksi massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,99	15,1215	58,08	878,2577	0,9917
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,01	0,1219	60,10	7,3286	0,0083
Total	1	15,2435		885,5863	1,0000

Plate spacing biasa digunakan 0,15 m - 1 m. (Sinnott, hal 557).

Dipilih plate spacing,  $l_t = 0,3$  m

**- Menghitung faktor alir uap-cair  $F_{LV}$  :**

Dihitung dari persamaan 11.82 Sinnott hal 568.

$$F_{LV} = \frac{Lw}{Vw} \sqrt{\frac{\rho v}{\rho L}} \quad \dots\dots\dots(9)$$

dimana:  $F_{LV}$  = Faktor alir uap-cair  
 $Lw$  = laju alir massa cairan (kg/s)  
 $Vw$  = laju alir massa uap (kg/s)  
 $Lw = L0 = 0,24600$  kg/s  
 $Vw = V1 = 1,31923$  kg/s

BM campuran ( $BM_{mix}$ ) di  $V1$  :

Komponen	$y_i$	$BM_i$	$y_i \cdot BM_i$
$(CH_3)_2CO$	0,992	58,080	57,6154
$(CH_3)_2CHOH$	0,008	60,096	0,4808
Total	1		58,0961

$$\text{densitas uap : } \rho v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T}$$

keterangan :

$BM_{mix}$  : Berat molekul campuran  
 $P$  : Tekanan operasi atas, kPa  
 $R$  : Konstanta gas, kPa.m<sup>3</sup>/kmol.K  
 $T$  : Suhu operasi atas, K

diketahui:

$BM_{mix} = 58,0961$  kg/kmol  
 $P = 1,1149$  atm = 112,9644 kPa  
 $R = 8,3140$  kPa.m<sup>3</sup>/kmol.K  
 $T = 332,9973$  K

sehingga :

$$\rho v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 2,3705 \text{ kg/m}^3$$

densitas cair :

Komponen	kg/jam	fraksi massa	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	fraksi massa x $\rho$ , kg/m <sup>3</sup>
$(CH_3)_2CO$	878,2577	0,9917	743,5748	737,4214
$(CH_3)_2CHOH$	7,3286	0,0083	747,2936	6,1841
Total	885,5863	1,0000		743,6056

maka,  $\rho L = 743,6056$  kg/m<sup>3</sup>

sehingga : (persamaan 11.82 Sinnott hal 720)

$$F_{LV} = \frac{LW}{VW} \sqrt{\frac{\rho v}{\rho L}} = 0,0105$$

**- Menghitung kecepatan uap :**

Kecepatan uap biasanya 70-90% kecepatan uap flooding. Kecepatan uap flooding dihitung dari persamaan 11.81 Sinnott hal 720.

$$uf = K1 \sqrt{\frac{\rho L - \rho v}{\rho v}} \dots\dots\dots(10)$$

K1 di ambil dari figure 11.27 Sinnott.

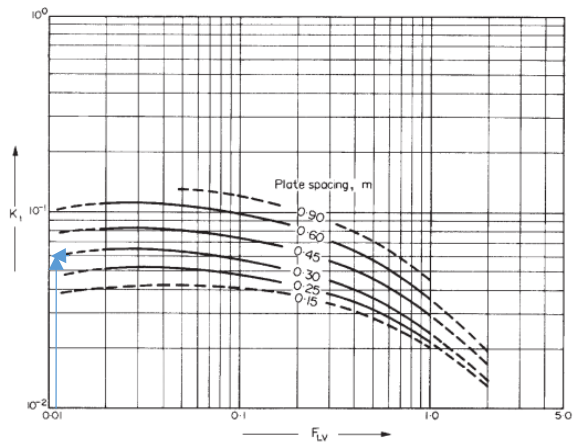


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

dengan :  $F_{LV} = 0,01053$   
 $ts = 0,3 \text{ m}$

Didapat K1 0,060

sehingga :

$$uf = K1 \sqrt{\frac{\rho L - \rho v}{\rho v}} = 1,0610 \text{ m/s}$$

Untuk perancangan, 80-85% dari kecepatan flooding biasa digunakan.

Dipilih % Kecepatan flooding = 85 %

Sehingga, kecepatan uap = % kecepatan flooding x kecepatan flooding

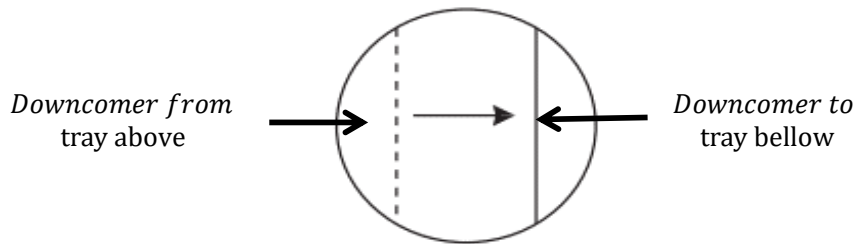
$$\begin{aligned} \text{Kecepatan uap, } v &= 85\% \times 1,0610 \text{ m/s} \\ &= 0,9018 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = \frac{\text{kec. mol uap } V_1 \times \text{BMmix}}{\text{densitas gas} \times 3600} = 0,55652 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas area penampang kolom :

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{0,55652}{0,9018} = 0,6171 \text{ m}^2$$

- Desain downcomer :



Dirancang luas downcomer 12% luas penampang kolom (Sinnott hal 569).

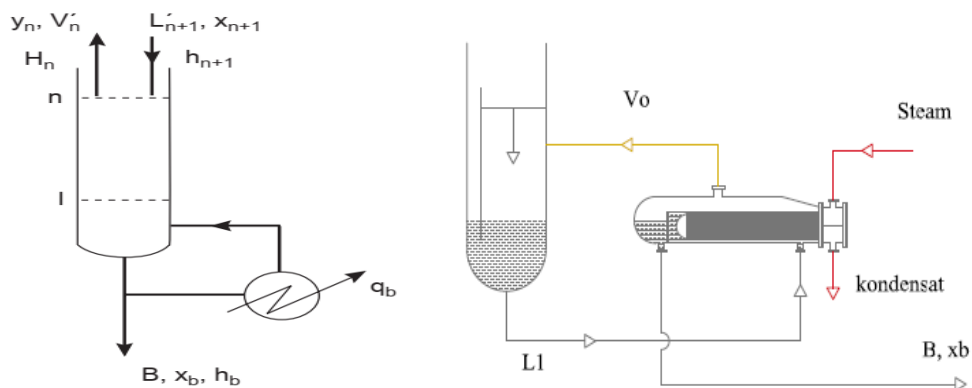
$$\text{Luas penampang kolom total, } A_t = \frac{A}{100\% - \% \text{Downcomer}}$$

$$A_t = 0,70125 \text{ m}^2$$

Diameter kolom :

$$D_c = \sqrt{\frac{A_t \times 4}{\pi}} = 0,94491 \text{ m}$$

b. Dasar menara



$$\text{Suhu} = 372,46 \text{ K}$$

Neraca massa :

$$L_{n+1} = V_n + B$$

Neraca massa komponen :

$$L_{n+1} \cdot x_{n+1} = V_n \cdot y_n + B \cdot x_B$$

Keterangan :

- $V_n$  : Kecepatan mol uap, kmol/jam  
 $L_{n+1}$  : Kecepatan mol cairan, kmol/jam  
 $B$  : Kecepatan mol bottom  
 $y_n$  : Fraksi mol uap  
 $x_n$  : Fraksi mol cair  
 $x_B$  : Fraksi mol di bottom  
 $n$  : Plate ke-n

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan mol uap keluar reboiler (V0)} &= V_1 = 81,74764 \quad \text{kmol/jam} \\
 \text{Kecepatan mol produk bottom (B)} &= 39,37728 \quad \text{kmol/jam} \\
 L_1 = L_0 + \text{Feed} = V_0 + B &= 121,12493 \quad \text{kmol/jam}
 \end{aligned}$$

Bubble point di bottom pada suhu : 372,46 K

Komponen	kmol/jam	$x_B$	Poi, mmHg	$K_i$	$y_o = K_i \times x_B$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,5320	0,0135	2748,1526	3,2434	0,0438
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	4,6228	0,1174	1418,9945	1,6747	0,1966
$\text{H}_2\text{O}$	34,2225	0,8691	741,0387	0,8746	0,7601
Total	39,3773	1,0000	4908,1858	5,7927	1,00

Neraca komponen di bottom :  $x_1 \cdot L_1 = y_o \cdot V_o + B \cdot x_B$  .....(11)

Persamaan (11) dibagi  $L_1$  :

$$x_1 = y_o \times \frac{V_o}{L_1} + x_B \times \frac{B}{L_1}$$

$$x_1 = y_o \times \frac{81,7476}{121,1249} + x_B \times \frac{39,3773}{121,1249}$$

$$x_1 = y_o \times 0,6749 + x_B \times 0,3251 \text{ .....(12)}$$

Fraksi mol di stage 1 dari bawah :

Komponen	xB	yo	x1
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0135	0,0438	0,0340
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,1174	0,1966	0,1709
H <sub>2</sub> O	0,8691	0,7601	0,7955
Total	1,0000	1,00	1,000

Komposisi di L1 :

Komponen	x1	kmol/jam	kg/jam	Bmi	yi.BMi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0340	4,1144	238,9648	58,0800	1,9729
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,1709	20,6949	1243,6833	60,0960	10,2678
H <sub>2</sub> O	0,7955	96,3585	1735,8983	18,0150	14,3315
Total	1,0004	121,1678	3218,5464		26,5721

Komposisi di Vo :

Komponen	yo	kmol/jam	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0438	3,5824	208,0643
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,1966	16,0722	965,8731
H <sub>2</sub> O	0,7601	62,1360	1119,3804
Total	1,0005	81,7906	2293,3177

Plate spacing biasa digunakan 0,15 m - 1 m. (Sinnott, hal 557).

Dipilih plate spacing, It = 0,3 m

- Menghitung faktor alir uap-cair  $F_{LV}$  :

Diitung dari persamaan 11.82 Sinnott hal 720.

$$F_{LV} = \frac{Lw}{Vw} \sqrt{\frac{\rho v}{\rho L}} \dots\dots\dots(13)$$

$$Lw = L1 = 0,89404 \text{ kg/s}$$

$$Vw = V0 = 0,63703 \text{ kg/s}$$

BM campuran (BMmix) di Vo :

Komponen	yo	BMi	yi.BMi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0438	58,080	2,54520
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,1966	60,096	11,81530
H <sub>2</sub> O	0,7601	18,015	14,36050
Total	1,0005		28,72101

$$\text{Densitas uap : } \rho g = \frac{BMmix \times P}{R \times T}$$

Keterangan :

BM mix : Berat molekul campuran

P : Tekanan operasi atas, kPa

R : Konstanta gas, kPa.m<sup>3</sup>/kmol.K

T : Suhu operasi atas, K

Diketahui:

BMmix = 28,72101 kg/kmol

P = 1,11487 atm = 112,96435 kPa

R = 8,31400 kPa.m<sup>3</sup>/kmol.K

T = 372,45800 K

Sehingga :

$$\rho v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 1,04774 \text{ kg/m}^3$$

Densitas cair :

Komponen	kg/jam	fraksi massa	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	fraksi massa x $\rho$ , kg/m <sup>3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	238,9648	0,0742	691,5916	51,3480
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	1243,6833	0,3864	702,6065	271,4952
H <sub>2</sub> O	1735,8983	0,5393	956,3087	515,7778
Total	3218,5464	1,0000	2350,5069	838,6210

maka,  $\rho_L = 838,62105 \text{ kg/m}^3$

sehingga :

$$F_{LV} = \frac{L_w}{V_w} \sqrt{\frac{\rho v}{\rho_L}} = 0,04961$$

#### - Menghitung kecepatan uap

Kecepatan uap biasanya 70-90% kecepatan uap flooding. Kecepatan uap flooding dihitung dari persamaan 11.81 Sinnott hal 568.

$$u_f = K1 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho v}{\rho v}} \dots\dots\dots(14)$$

K1 di ambil dari figure 11.27 Sinnott.

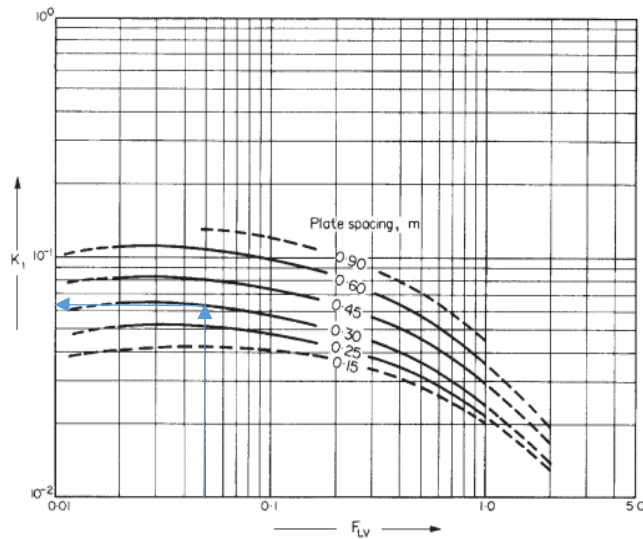


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

dengan :  $F_{LV} = 0,04961$   
 $ts = 0,3 \text{ m}$

Didapat  $K1 = 0,064$

sehingga :

$$uf = K1 \sqrt{\frac{\rho L - \rho v}{\rho v}} = 1,80952 \text{ m/s}$$

Untuk perancangan, 80-85% dari kecepatan flooding biasa digunakan.

Dipilih % Kecepatan flooding = 85 %

Sehingga, kecepatan uap = % kecepatan flooding x kecepatan flooding

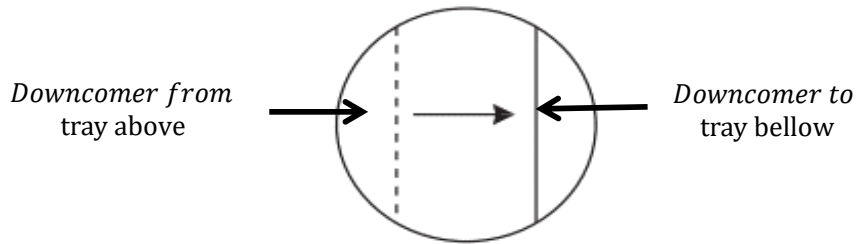
$$\text{Kecepatan uap, } v = 1,5381 \text{ m/s}$$

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = \frac{\text{kec. mol } V_o \times BM_{\text{mix}}}{\text{densitas gas} \times 3600} = 0,62247 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas area penampang kolom :

$$A = \frac{Q}{v} = 0,40470 \text{ m}^2$$



**- Desain downcomer :**

Dirancang luas downcomer 12% luas penampang kolom (Sinnott hal 721).

$$\text{Luas penampang kolom total, } A_t = \frac{A}{100\% - \% \text{Downcomer}}$$

$$A_t = 0,45989 \text{ m}^2$$

Diameter kolom :

$$D_c = \sqrt{\frac{A_t \times 4}{\pi}} = 1,03786 \text{ m}$$

Hasil :

$$\text{Diameter kolom puncak} = 0,94491 \text{ m} = 37,20116 \text{ in}$$

$$\text{Diameter kolom bawah} = 1,03786 \text{ m} = 40,86052 \text{ in}$$

Dipilih yang terbesar.

Dari table 5.7 Brownell & Young,

$$\text{untuk OD standar} = 42 \text{ in} = 1,0668 \text{ m}$$

**10. Menghitung pressure drop**

Pressure drop terkoreksi ditinjau dari seksi kolom yang memiliki diameter paling besar.

Diameter seksi stripping lebih besar dari diameter seksi rectifying.

$$\text{Colom diameter, } D_c = 1,06680 \text{ m}$$

$$\text{Column area, } A_c = 0,89383 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer area, } A_d = 12\% \times A_c = 0,10726 \text{ m}^2 \quad (\text{Sinnott, hal 572})$$

$$\text{Net area, } A_n = A_c - A_d = 0,78657 \text{ m}^2$$

$$\text{Active area, } A_a = A_c - 2 \cdot A_d = 0,67931 \text{ m}^2$$

Hole area dipilih 10% dari active area (Sinnott, hal 582).

$$\text{Hole area, } A_h = 10\% \times A_a = 0,06793 \text{ m}^2$$

$$\frac{A_d}{A_c} \times 100\% = 12 \quad \% \quad (\text{Sinnott, hal 572})$$

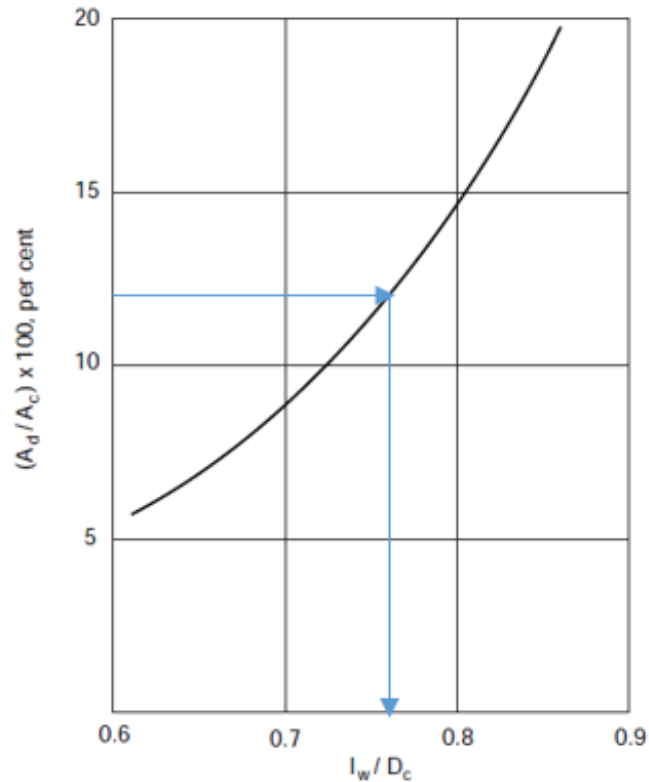


Figure 11.31. Relation between downcomer area and weir length

Dari fig 11.31 hal 573 Sinnott, hubungan  $\frac{A_d}{A_c}$  dan  $\frac{l_w}{D_c}$  didapat  $\frac{l_w}{D_c} = 0,77$

$$\text{weir length, } l_w = 0,77 \times D_c = 0,82144 \text{ m}$$

Dipilih :

$$\text{weir height, } h_w = 50 \text{ mm (Sinnott hal 572)}$$

$$\text{Hole diameter (hole size), } d_h = 5 \text{ mm (Sinnott hal 573)}$$

$$\text{Plate thickness} = 5 \text{ mm (Sinnott hal 573)}$$

**a. Perforated area**

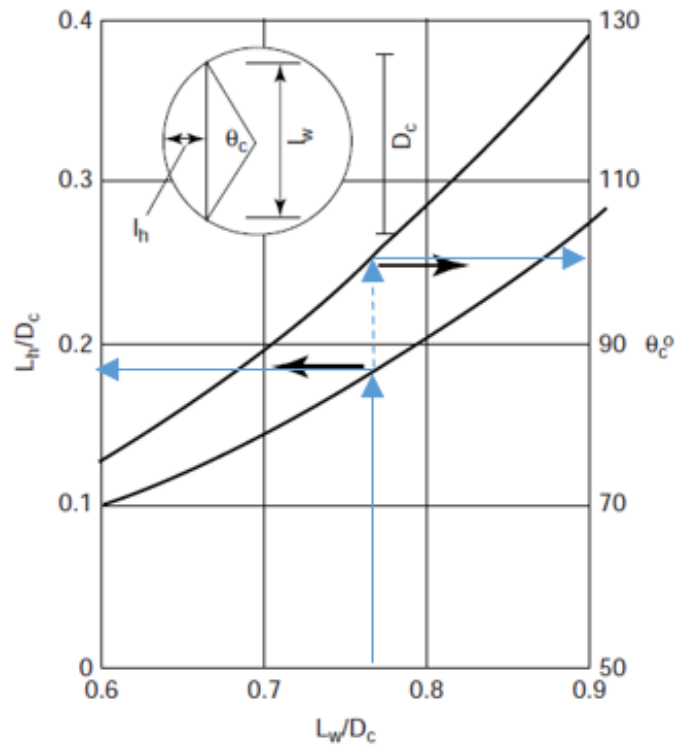


Figure 11.32. Relation between angle subtended by chord, chord height and chord length

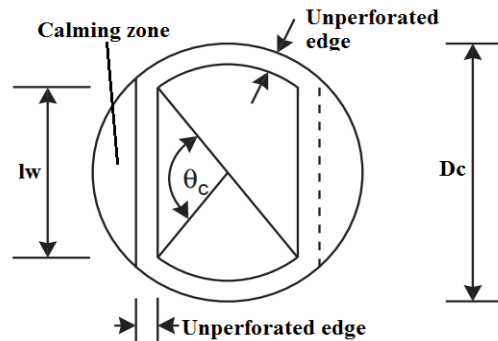
Dengan  $\frac{l_w}{D_c} = 0,77$  maka didapat

Dari fig 11.32 didapat  $\theta^{\circ}c$  : 100

Sudut yang digantikan oleh tepi plate =  $180 - \theta^{\circ}c = 80$

Dipilih :

Unperforated edge strips = 50 mm (Sinnot hal 726)



$$\begin{aligned} \text{Panjang rata-rata tepi cincin yang tidak berlubang} &= (D_c - \text{unperforated strip}) \times \pi \times 80/180 \\ &= 1,41900 \quad \text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas unperforated edge} &= \text{panjang rata-rata unperforated} \times \text{unperforated edge strips} \\ &= 0,07095 \quad \text{m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang rata-rata calming zone} &= l_w + \text{lebar unperforated edge} \\ &= 0,87144 \quad \text{m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas calming zone} &= 2 \times (\text{panjang rata-rata calming zone} \times \text{unperforated edge}) \\ &= 0,087144 \quad \text{m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total area for perforation, } A_p &= A_a - \text{Luas unperforated strip} - \text{Luas calming zone} \\ &= 0,67931 \quad - \quad 0,07095 \quad - \quad 0,0871436 \\ &= 0,52122 \quad \text{m}^2 \end{aligned}$$

### b. Weep point

Dihitung dari persamaan 11.84 hal 571 Sinnott.

$$u_h = \frac{[K_2 - 0,9 \times (25,4 - dh)]}{\rho v^{1/2}} \quad \dots\dots\dots(15)$$

Keterangan :

- $u_h$  : Kecepatan uap minimum melalui hole, m/s
- $dh$  : diameter hole, mm
- $K_2$  : Konstanta didapat dari fig 11.30 Sinnott hal 571.

$$\begin{aligned} \text{maximum liquid rate, } L_w &= \frac{\text{kec. mol cairan bottom} \times \text{BMcairan}}{3600} \\ &= \frac{121,12493 \text{ kmol/jam} \times 26,572 \text{ kg/kmol}}{3600 \text{ s/jam}} \\ &= 0,89404 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Minimum liquid rate 70% turndown = 0,7 x maximum liquid rate = 0,62583 kg/s  
weir liquid crest, dari persamaan 11.85 hal 572 Sinnott.

$$h_{ow} = 750 \left[ \frac{L_w}{\rho L \times l_w} \right]^{2/3} \quad \dots\dots\dots(16)$$

Keterangan :

- $h_{ow}$  : weir crest, mm
- $\rho L$  : densitas cairan ( $\text{kg/m}^3$ )
- $L_w$  : kecepatan cairan (kg/s)
- $l_w$  : weir length (m)

$$\text{maximum } h_{ow} = 750 \left[ \frac{L_w}{\rho L \times l_w} \right]^{2/3} = 8,92359 \quad \text{mm}$$

$$\text{minimum } h_{ow} = 750 \left[ \frac{Lw}{\rho L \times lw} \right]^{2/3} = 7,03512 \text{ mm}$$

$$\text{maximum } h_w + h_{ow} = 58,92359 \text{ mm}$$

$$\text{minimum } h_w + h_{ow} = 57,03512 \text{ mm}$$

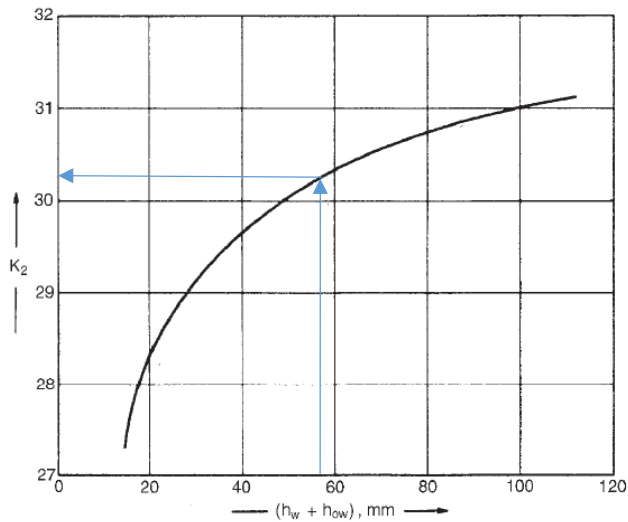


Figure 11.30. Weep-point correlation (Edujee, 1959)

Dari figure 11.30 hal 571 sinnot, hubungan  $K_2$  dan minimum  $h_w + h_{ow}$

$$\text{Didapat } K_2 = 30,3$$

maka :

$$uh(\text{minimum}) = \frac{[K_2 - 0,9 \times (25,4 - dh)]}{\rho v^{1/2}} = 11,66480 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Kec. uap aktual minimum} &= \frac{\text{kec. volumetrik uap di bottom minimum}}{Ah} \\ &= \frac{70\% \times \text{kec. volumetrik uap di bottom}}{Ah} \\ &= \frac{70\% \times 0,55652 \text{ m}^3/\text{s}}{0,06793 \text{ m}^2} \\ &= 5,73470 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Jadi, operasi minimum akan lebih baik di atas weep point.

**c. Dry plate drop**

Dihitung dari persamaan 11.88 hal 728 Sinnott.

$$hd = 51 \left[ \frac{uh}{Co} \right]^2 \frac{\rho v}{\rho L} \dots\dots\dots(17)$$

Keterangan :

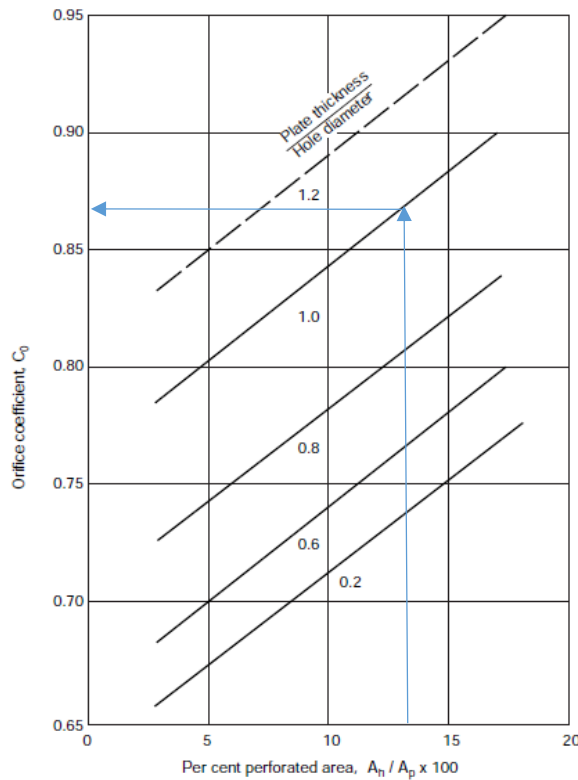
hd : Pressure drop melalui dry plate, mm

Co : Koefisien orifice

$$Ah/Ap = \frac{0,06793 \text{ m}^2}{0,52122 \text{ m}^2} = 0,13033$$

$$\frac{Ah}{Ap} \times 100\% = 13,03315 \%$$

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}} = 1$$



Dari fig 11.34 hal 576 hubungan  $\frac{Ah}{Ap} \times 100\%$  dengan  $\frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}}$

Didapat  $C_o = 0,87$

$$\text{Kecepatan uap, } u_h = \frac{\text{kec. volumetrik uap di bottom}}{Ah} = 8,19243 \text{ m/s}$$

maka :

$$hd = 51 \left[ \frac{\mu h}{Co} \right]^2 \frac{\rho v}{\rho L} = 5,64995 \text{ mm}$$

#### d. Residual head

Dihitung dari persamaan 11.89 hal 577 Sinnott.

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L} \dots\dots\dots(18)$$

maka :

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L} = 14,90542 \text{ mm}$$

#### e. Total plate drop

Dihitung dari persamaan 11.90 hal 577 Sinnott

$$ht = hd + (hw + how) + hr \dots\dots\dots(19)$$

maka, ht = 79,47897 mm

#### f. Total plate pressure drop

Dihitung dari persamaan 11.87 hal 575 Sinnott.

$$\Delta Pt = 9,81 \times 10^{-3} \times ht \times \rho L \dots\dots\dots(20)$$

maka,  $\Delta Pt = 653,86334 \text{ Pa/plate}$

Plate seksi rectifying = 6 Plate

Plate seksi stripping = 14 Plate

Pressure drop seksi rectifying = 3923,18002 Pa

Pressure drop seksi stripping = 9154,08671 Pa

Pressure pada umpan menara = 112964,351 Pa

Tekanan puncak = Tekanan umpan - pressure drop seksi rectifying

= 109041,171 Pa

= 1,07615 atm

Tekanan dasar menara = Tekanan umpan + pressure drop seksi stripping

= 122118,438 Pa

= 1,20522 atm

**11. Downcomer liquid backup**

Dihitung dari persamaan 11.91 hal 578 Sinnott.

$$hb = (hw + how) + ht + hdc \dots\dots\dots(21)$$

Keterangan:

hb : downcomer back-up, diukur dari permukaan plate, mm

hdc : head loss pada downcomer, mm

Clearance area under downcomer :

$h_{ap}$  normalnya 5 - 10 mm lebih rendah dari  $h_w$ .

$$h_{ap} = h_w - 10 \text{ mm} = 40 \text{ mm}$$

$$A_{ap} = h_{ap} \times l_w = 0,03286 \text{ m}^2$$

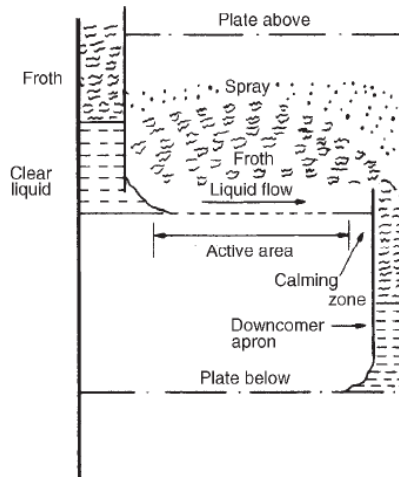


Figure 11.17. Typical cross-flow plate (sieve)

Head loss pada downcomer (persamaan 11.92 hal 578 Sinnott) :

$$hdc = 166 \times \left[ \frac{Lwd}{\rho L \times Am} \right]^2$$

keterangan :

hdc : Head loss in the downcomer, mm

Lwd : Liquid flow rate in downcomer, kg/s

Am : antara Ad atau Aap, yang mana paling kecil, m<sup>2</sup>

$\rho L$  : Densitas cairan, kg/m<sup>3</sup>

$$Ad = 0,10726 \text{ m}^2$$

$$Aap = 0,03286 \text{ m}^2$$

Aap < Ad.



Diketahui :

$$Lwd = Lw = 0,89404 \text{ kg/s}$$

$$Am = Aap = 0,03286 \text{ m}^2$$

$$\rho L = 838,62105 \text{ kg/m}^3$$

maka :

$$hdc = 166 \times \left[ \frac{Lwd}{\rho L \times Am} \right]^2 = 0,17475 \text{ mm}$$

Diketahui :

$$(hw+how) \text{ min} = 57,03512 \text{ mm}$$

$$ht = 79,47897 \text{ mm}$$

$$hdc = 0,17475 \text{ mm}$$

$$\begin{aligned} \text{sehingga : } hb &= (hw + how) + ht + hdc = 136,68885 \text{ mm} \\ &= 0,13669 \text{ m} \end{aligned}$$

Kelayakan plate spacing (lt)  $hb < \frac{1}{2}(lt + hw)$

$$hb = 0,13669 \text{ m}$$

$$\frac{1}{2}(lt + hw) = 0,175 \text{ m}$$

Plate spacing dapat diterima.

## 12. Downcomer residence time

Dihitung dari persamaan 11.95 Sinnott hal 579.

$$tr = \frac{Ad \times hbc \times \rho L}{Lwd}$$

Diketahui :

$$Ad = 0,10726 \text{ m}^2$$

$$hb = 0,13669 \text{ m}$$

$$\rho L = 838,62105 \text{ kg/m}^3$$

$$Lwd = Lw = 0,89404 \text{ kg/s}$$

maka :

$$tr = \frac{Ad \times hbc \times \rho L}{Lwd} = 13,75241 \text{ s}$$

$tr > 3 \text{ s}$ , maka dapat diterima (Sinnott hal 579).

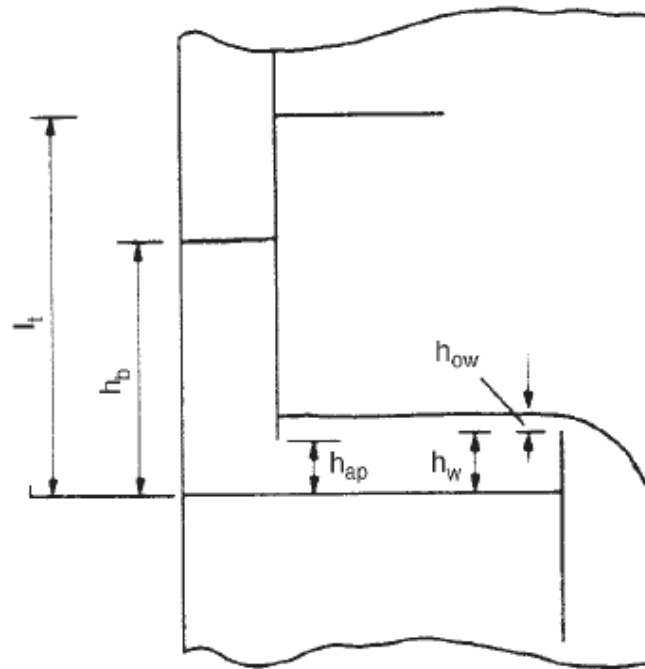


Figure 11.35. Downcomer back-up

**13. Kondisi operasi terkoreksi****a. Kondisi atas**

Tekanan perancangan    1,07615 atm  
                                      817,87605 mmHg

Trial Suhu =                    58,80 °C  
                                      331,95 K

Komponen	$y_i$	$P^{\circ}_i$ , mmHg	$K_i$	$x_i = y_i/K_i$	$\alpha_i = K_i/K_{HK}$
$(CH_3)_2CO$	0,99	831,0782	1,0161	0,9762	3,0139
$(CH_3)_2CHOH$	0,01	275,7526	0,3372	0,0237	1,0000
Total	1,00	1106,83	1,35	1,000	4,01

**b. Kondisi bawah**

Tekanan perancangan :    1,20522 atm  
                                      915,96361 mmHg

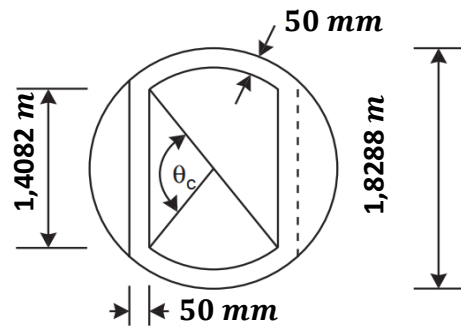
Trial Suhu =                    101,52 °C  
                                      374,67 K

Komponen	$x_i$	$P_i^o$ , mmHg	$K_i$	$y_i = K_i \times x_i$	$\alpha_i = k_i/k_{HK}$
$(CH_3)_2CO$	0,0135	2909,1547	3,1761	0,0429	5,9179
$(CH_3)_2CHOH$	0,1174	1532,1770	1,6727	0,1964	3,1168
$H_2O$	0,8691	801,6321	0,8752	0,7606	1,6307
Total	1,0000	5242,9637	5,7240	1,000	10,6654

#### 14. Plate construction

##### a. Sectional construction

$\theta^c$	=	100	
$l_w$	=	0,8214	m
Unperforated edge ring	=	50	mm (Sinnott hal 726)
Column diameter	=	1,0668	m



##### b. Hole pitch

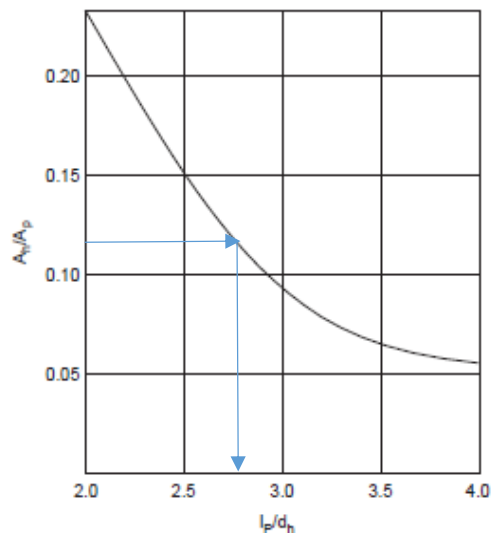


Figure 11.35. Relation between hole area and pitch.

Hole pitch didapat dari fig 11.33, Sinnott, page 725.

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,13033 \quad \text{atau} \quad 13,0331539 \%$$

Dari figure 11.35 hal 727, hubungan  $\frac{Ah}{Ap}$  dengan  $\frac{lp}{dh}$ .

Didapat  $\frac{lp}{dh} = 2,75$  (Normal range 2,5 - 4,0. Sinnott hal 727)

$$lp = 2,75 \times dh(\text{hole diameter})$$

$$lp = 13,75 \quad \text{mm}$$

hole pitch, lp = 13,75 mm dengan susunan triangular pitch.

### c. Number of hole

$$\text{Number of hole} = \frac{\text{Hole area, Ah}}{\text{Area of one hole}} \dots\dots\dots(21)$$

$$\begin{aligned} \text{Area of one hole} &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot dh^2 = 19,625 \quad \text{mm}^2 \\ &= 1,9625\text{E-}05 \quad \text{m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Hole area, Ah :} \quad 0,06793 \quad \text{m}^2$$

$$\text{maka,} \quad \text{Number of hole} = \frac{\text{Hole area, Ah}}{\text{Area of one hole}} = 3461,46402$$

10173 (terbilang)

## 15. Hitungan pelengkap

### a. Tebal tutup kolom

Bentuk tutup menara Torispherical karena alat beroperasi 15-200 psig. (Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New York. Hal 88).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \varepsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C''$$

Keterangan :

ts = Tebal dinding selongsong (m)

C'' = Faktor korosi (m)

Ids = Diameter dalam shell (m)

f = Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)

$\varepsilon$  = Efisiensi sambungan

Pg = Tekanan terhitung alat (Pa)

Menurut Dennis Moss."Pressure Vessel Design Manual". Appendix H : material selection guide. Hal 464. Material pressure vessel dipilih berdasarkan suhu operasi.

Kolom beroperasi antara -50 - 775 °F. Maka dipilih:

Bahan konstruksi : Baja Karbon grade A 285

Allowable stress, fall = 12900 psi

(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 982)

	Design Temperature, °F	Material	Plate	Pipe	Forgings	Fittings	Bolting
Cryogenic	-425 to -321	Stainless steel	SA-240-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-312-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-182-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-403-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-320-B8 with SA-194-8
	-320 to -151	9 nickel	SA-353	SA-333-8	SA-522-1	SA-420-WPL8	
Low temperature	-150 to -76	Carbon steel	SA-203-D	SA-333-3	SA-350-LF63	SA-420-WPL3	SA-320-L7 with SA-194-4
	-75 to -51		SA-203-A				
	-50 to -21		SA-516-55, 60 to SA-20	SA-333-6	SA-350-LF2	SA-420-WPL6	
	-20 to 4		SA-516-All	SA-333-1 or 6			
	5 to 32		SA-285-C	SA-53-B SA-106-B	SA-105 SA-181-60,70	SA-234-WPB	
Intermediate	33 to 60 61 to 775	SA-516-All SA-515-All SA-455-II	SA-193-B7 with SA-194-2H				
Elevated Temperature	776 to 875	C-½Mo		SA-204-B	SA-335-P1	SA-182-F1	SA-234-WP1
	876 to 1000	1Cr-½Mo		SA-387-12-1	SA-335-P12	SA-182-F12	SA-234-WP12
		1Cr-½Mo		SA-387-11-2	SA-335-P11	SA-182-F11	SA-234-WP11
	1001 to 1100	2¼Cr-1Mo		SA-387-22-1	SA-335-P22	SA-182-F22	SA-234-WP22
	1101 to 1500	Stainless steel	SA-240-347H	SA-312-347H	SA-182-347H	SA-403-347H	SA-193-BB with SA-194-B
		Incoloy	SB-424	SB-423	SB-425	SB-366	
Above 1500	Inconel	SB-443	SB-444	SB-446	SB-366		

**Table 13.2.** Typical Maximum Allowable Stresses for Plates Under ASME BPV Code Sec. VIII D.1 (The Appropriate Material Standards Should be Consulted for Particular Grades and Plate Thicknesses)

Material	Grade	Min Tensile Strength (ksi)	Min Yield Strength (ksi)	Maximum Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress at Temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9
Killed carbon steel	A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
Stainless steel	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel	304	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
Stainless steel	347	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
Stainless steel	321	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
Stainless steel	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5
	16 Cr, 12 Ni, 2 Mo								

$$f_{all, f} = 12.900 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14,7 \text{ psi}} \times \frac{101.325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}}$$

$$f_{all, f} = 88917857,1 \text{ Pa}$$

Untukantisipasi kondisi korosi yang parah, faktor korosi dipilih 4 mm.  
(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 985)

$$C'' = \begin{array}{ll} 4 & \text{mm} \\ 0,004 & \text{m} \end{array}$$

Efisiensi sambungan = 0,7 untuk sambungan las ganda.

$$\epsilon = 70 \quad \% \quad (\text{Table 13.3 Sinnott})$$

Tekanan operasi	=	1,20522 atm
Tekanan design	=	1,32574 atm
Tekanan gauge	=	Tekanan design - Tekanan atmosfer
	=	0,32574 atm
	=	33005,2819 Pa
Ids	=	37,20116 in
	=	0,94491 m

Bentuk dinding menara : Silinder

Dihitung dengan persamaan 13.41 Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design". Mc.Graw Hill hal.986.

$$ts = \frac{Pgauge \cdot Ids}{2 \cdot f \cdot \varepsilon - 1,2 \cdot Pgauge} + C''$$

Keterangan :

ts	=	Tebal dinding selongsong (m)
C''	=	Faktor korosi (m)
Ids	=	Diameter dalam shell (m)
f	=	Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)
$\varepsilon$	=	Efisiensi sambungan
Pg	=	Tekanan terhitung alat (Pa)

$$ts = \frac{30136,47 \text{ Pa} \times 0,82446 \text{ m}}{2 \times 8,8918 \cdot 10^{-7} \text{ Pa} \times 0,7 - 1,2 \times 30136,47 \text{ Pa}} + 0,004 \text{ m}$$

$$= 0,00425 \text{ m}$$

$$0,16735 \text{ in}$$

Dipilih ts standar = 0,1875 in

Ids kolom= 0,94491 m  
37,20116 in

Dari Tabel 5.7 Brownell and young. Dipilih OD kolom standar.

OD kolom standar = 38 in

sehingga :

$$Ids \text{ baru} = OD - 2 \times ts = 38 \text{ in} - 2 \times 0,1875 \text{ in} = 37,625 \text{ in}$$

$$0,95568 \text{ m}$$

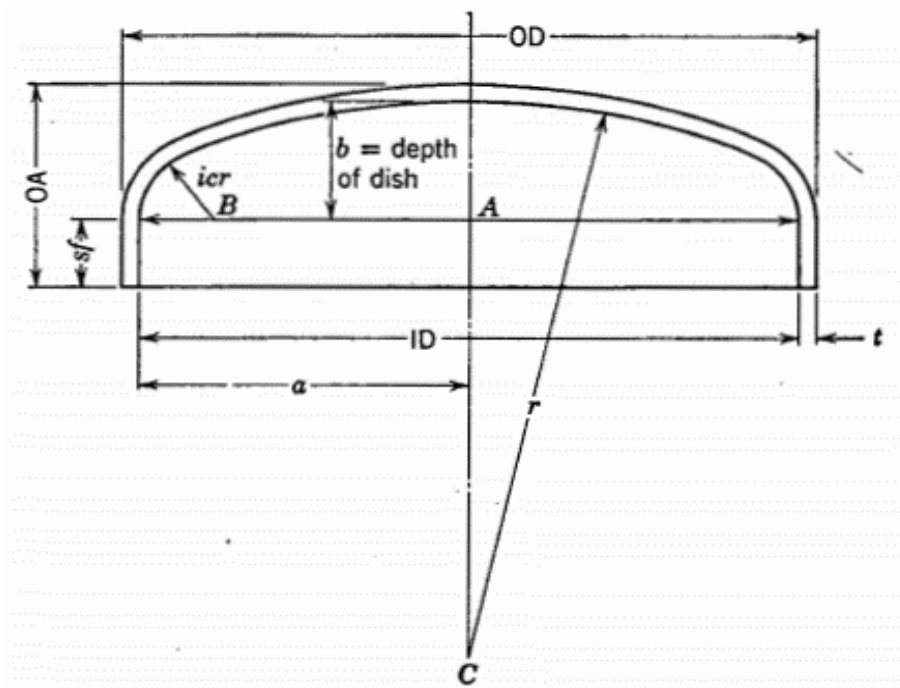
Luas penampang menara = 0,71695 m<sup>2</sup>

Maka:

$$t = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot I_{ds}}{f \cdot \varepsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C'' = \begin{array}{l} 4,449 \cdot E-03 \text{ m} \\ 0,17514 \text{ in} \end{array}$$

Dipilih tebal tutup menara standar =  $\frac{3}{16}$  in = 0,1875  
 Table 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon  
 Willey and Son, New York.

### b. Tinggi tutup menara



Keterangan :

- t = Tebal penutup (m)
- icr = Jari-jari sudut internal (m)
- sf = Flange lurus (m)
- r = Jari-jari kelengkungan (m)
- OA = Tinggi penutup (m)



Dari table 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Wiley and Son.

Pada OD = 38 in didapat :

$$\begin{aligned} t &= 0,1875 \text{ in} \\ icr &= 2,375 \text{ in} \\ r &= 36 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Wiley and Son.

Pada t = 0,1875 in, sf = 1,5 - 2 in.

Dipilih sf= 1,5 in

$$OA = t + b + sf \quad \dots\dots\dots(1)$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr \quad \dots\dots\dots(2)$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \quad \dots\dots\dots(3)$$

$$BC = r - icr \quad \dots\dots\dots(4)$$

Penyelesaian :

$$BC = r - icr = 36 \text{ in} - 2,375 \text{ in} = 33,625 \text{ in}$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr = \frac{37,625 \text{ in}}{2} - 2,375 \text{ in} = 16,4375 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 36 \text{ in} - \sqrt{33,625^2 - 16,4375^2} \text{ in}$$

$$b = 6,66659 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} OA = t + b + sf &= 8,35409 \text{ in} \\ &= 0,21219 \text{ m} \end{aligned}$$

**c. Tinggi Menara**

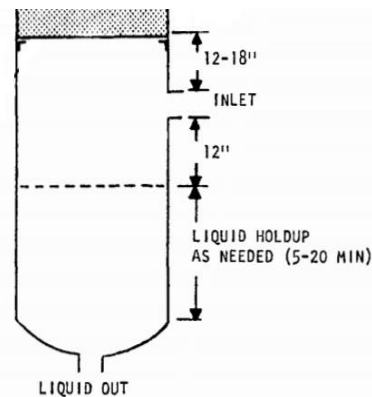
Untuk menentukan tinggi menara distilasi digunakan persamaan sebagai berikut:

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5$$

dengan:

- H1 = Tinggi penyangga
- H2 = Tinggi ruang kosong bawah
- H3 = Tinggi tray
- H4 = Tinggi ruang kosong atas
- H5 = Tinggi penutup menara
- H<sub>T</sub> = Tinggi total menara

Dirancang tinggi penyangga (H1) = 2 m



Hi (tinggi cairan) dihitung dari persamaan:

$$Hl = \frac{Vl}{At}$$

$$Vl = \frac{L1 \cdot \theta}{\rho l}$$

At : Luas penampang menara [ m<sup>2</sup> ]

Hl : Tinggi cairan [ m ]

L1 : kecepatan volume cairan [ m<sup>3</sup>/s ]

Vl : volume cairan [ m<sup>3</sup> ]

θ : waktu tinggal cairan [ s ]

Waktu tinggal cairan berkisar antara 5-20 menit. Maka dipilih waktu tinggal cairan (θ) selama 5 menit.

$$L1 = 0,8940 \text{ kg/s}$$

$$\rho l = 838,6210 \text{ kg/m}^3$$

$$Vl = \frac{0,8940 \text{ kg/s} \times 15 \text{ menit} \times 60 \text{ s/menit}}{838,6210 \text{ kg/m}^3}$$

$$Vl = 0,9595 \text{ m}^3$$

maka didapat:

$$Hl = \frac{0,9595}{0,71695}$$

$$Hl = 1,33827 \text{ m} = 52,68782 \text{ in}$$

Menghitung diameter nozzle dari uap dengan persamaan sebagai berikut:

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 A_p}{\pi}}$$

A<sub>p</sub> = luas penampang pipa nozzle (m<sup>2</sup>)

D<sub>nozzle</sub> = Diameter pipa nozzle (m)

Adapun Luas penampang pipa nozzle dihitung dengan persamaan

$$A_p = \frac{Q_v}{v_{lin}}$$

Q<sub>v</sub> : kecepatan uap [ m<sup>3</sup>/s ]

v<sub>lin</sub> : Kecepatan linear fluida masuk dalam nozzle [ m / s ]

Kecepatan linear fluida  
dihitung dengan persamaan :

$$v_{lin} = \sqrt{4000 / \rho_m} \quad \text{Kister, H.Z., Distillation Operations . (1991), halaman 86}$$

Dengan hubungan:

$v_{lin}$  : kecepatan linear fluida [ ft /s ]  
 $\rho_m$  : rapat massa campuran [ lb /ft<sup>3</sup> ]

Rapat massa campuran  
dihitung dengan persamaan:

$$\rho_m = \frac{100\%}{\%uap / \rho_v + \%cair / \rho_l}$$

$\rho_v$  : Rapat massa uap [ lb /ft<sup>3</sup> ]  
 $\rho_l$  : Rapat massa cair [ lb /ft<sup>3</sup> ]  
 $\rho_m$  : Rapat massa campuran [ lb /ft<sup>3</sup> ]

Karena fluida yang mengalir dalam nozzle merupakan uap yang berasal dari reboiler maka  
% cair =0, dan % uap = 100%.

$$\rho_v = 1,04774 \text{ kg/m}^3 \times \frac{2,205 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,3147 \text{ ft}^3}$$

$$\rho_v = 0,06542 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{100\% + 0}{0,06542}}$$

$$\rho_m = 0,06542 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{0,06516}}$$

$$v_{lin} = 247,27293 \text{ ft/s}$$

$$v_{lin} = 75,36879 \text{ m/s}$$

$$A_p = \frac{0,62247 \text{ m}^3/\text{s}}{75,36879 \text{ m/s}}$$

$$A_p = 0,00826 \text{ m}^2$$

$$D_{\text{nozzle}} = \sqrt{\frac{4 \times 0,00826}{\pi}}$$

$$D_{\text{nozzle}} = 0,10255 \text{ m}$$

$$D_{\text{nozzle}} = 4,03724 \text{ in}$$

Pemilihan pipa nozzle standart sesuai pada tabel 13 (Timmerhaus Plant Design and Economic for Chemical Engineers page 888, Mc.Graw Hill, New York, 1991.)

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft. ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft., lb steel
					Outside	Inside	
3/8	0.405	40†	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80‡	0.215	0.036	0.106	0.056	0.32
1/2	0.540	40	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80	0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
5/8	0.675	40	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80	0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
3/4	0.840	40	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80	0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
7/8	1.05	40	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80	0.742	0.432	0.275	0.194	1.48
1	1.32	40	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1 1/4	1.66	40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
1 1/2	1.90	40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
2	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
2 1/2	2.88	40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80	3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
6	6.625	40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80	5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
8	8.625	40	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80	7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
10	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.09	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe.  
‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Dipilih NPS 6 in; Schedule Number 40

$$\text{OD} = 6,065 \text{ in} \quad 0,15405 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 6,625 \text{ in} \quad 0,16828 \text{ m}$$

**Maka tinggi ruang kosong bawah (H2):**

$$H2 = H1 + (12+18) + OD$$

$$H2 = 52,68782 + (12+18) + 6,065$$

$$H2 = 88,75282 \text{ in}$$

$$H2 = 2,25432 \text{ m}$$

**Tinggi tray**

$$H3 = (\text{Naktual} - 1) \times \text{jarak tray}$$

$$H3 = (21 - 1) \times 0,3 \text{ m}$$

$$H3 = 6 \text{ m}$$

**Tinggi ruang kosong atas (H4)**

Dirancang tinggi ruang kosong atas (H4)

$$H4 = 1 \text{ m}$$

**Tinggi penutup menara (H5)**

$$H5 = 0,21219 \text{ m}$$

**Tinggi Total**

$$HT = (2 + 2,25432 + 18,6 + 1 + 0,21219) \text{ m}$$

$$HT = 11,46652 \text{ m}$$

**RINGKASAN MENARA DISTILASI 1 (MD-01)**

Alat = Menara Distilasi 1  
 Kode = MD-01  
 Tugas = Memurnikan  $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$  sebagai produk

## Kondisi operasi puncak menara

Tekanan = 1,07615 atm  
 Suhu = 58,80 °C = 331,95 K

## Kondisi operasi umpan

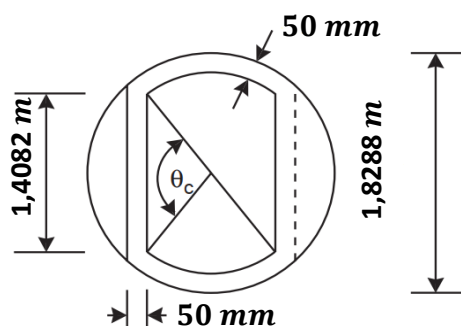
Tekanan = 1,11487 atm  
 Suhu = 69,97 °C = 343,124 K

## Kondisi operasi dasar menara

Tekanan = 1,2052 atm  
 Suhu = 101,52 °C = 374,67 K

Reflux minimum = 0,16372  
 Reflux = 0,22921  
 Jumlah plate minimum = 4,00183  
 Jumlah plate ideal = 15  
 Jumlah plate aktual = 20 (Tidak termasuk reboiler)  
 Diameter dalam menara = 0,956 m  
 Diameter luar menara = 0,965 m  
 Tinggi total menara = 11,467 m  
 Material menara = Carbon steel

## Spesifikasi plate :

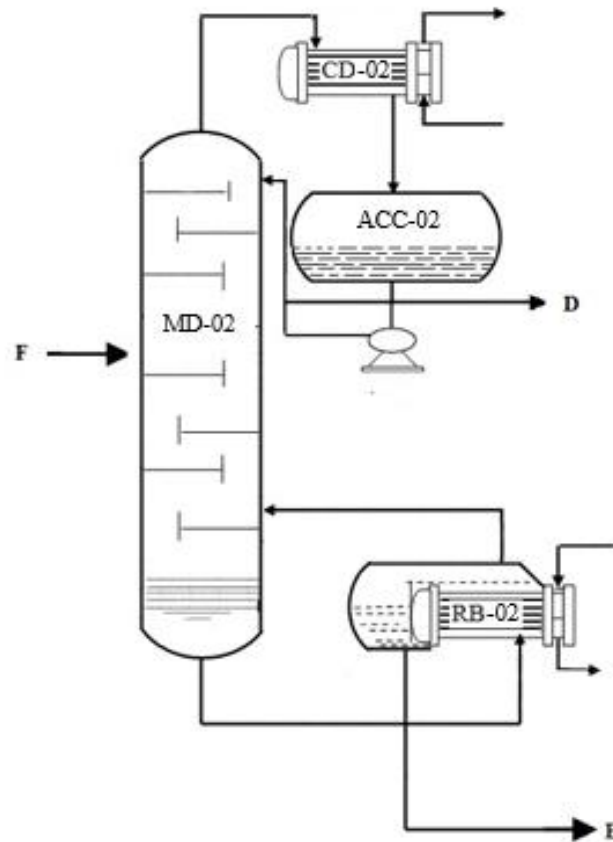


Jenis plate = Sieve tray  
 Diameter lubang = 5 mm  
 Hole pitch = 13,75 mm

---

Jumlah lubang aktif	=	10173	lubang
Tebal plate	=	5	mm
Jarak antar plate	=	0,3	m
Pressure drop per plate	=	0,00645	atm/plate

## MENARA DISTILASI 2 (MD-02)



Jenis Tray = Sieve Tray

Komposisi fase cair keluar reboiler (B)

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,0135	0,5320	58,0800	30,9005
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,1174	4,6228	60,0960	277,8102
$\text{H}_2\text{O}$	0,8691	34,2225	18,0150	616,5179
Total	1,0000	39,3773		925,2286

Sifat fisis komponen

Komponen	Titik Didih(K)	Titik Kritis(K)
$\text{H}_2$	20,39	33,18
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	329,44	508,2
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	353,3	508,31
$\text{H}_2\text{O}$	373,15	647,13



**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	28,5884	-2,469E+03	-7,351E+00	2,803E-10	2,736E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	38,2363	-3,551E+03	-1,003E+01	-3,474E-10	1,737E-06
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,152E+03	-7,304E+00	2,425E-09	1,809E-06

**Densitas Cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
H <sub>2</sub> O	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Tegangan Permukaan (surface tension)**

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\sigma = A (1 - T/T_c)^n$$

sigma = surface tension, dynes/cm

A, T<sub>c</sub>, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	T <sub>c</sub> (Kelvin)	n
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	62,200	508,20	1,1240
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	65,930	508,31	1,2222
H <sub>2</sub> O	132,674	647,13	0,9550

**Viskositas Cair**

diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub>	5,061E+01	-6,114E+00	3,093E-01	-4,148E-03
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4,688E+01	6,265E-01	-2,076E-03	2,958E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	7,253E+01	7,955E-01	-2,633E-03	3,650E-06
H <sub>2</sub> O	9,205E+01	-3,995E-02	-2,110E-04	5,347E-07

**1. Menentukan kondisi operasi**

a. Menentukan komponen kunci

Light komponen, LK = (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CHOH

Heavy komponen, HK = H<sub>2</sub>O

b. Merancang distribusi komponen

Dirancang 87,4% massa (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CHOH ke distilat.

c. Komposisi keluar MD-01

- Distilat

Komponen	kmol/jam	kg/jam	yi	fraksi massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,5320	30,9005	0,12	0,115
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	3,9206	235,6109	0,85	0,874
H <sub>2</sub> O	0,1702	3,0655	0,04	0,011
Total	4,6228	269,577	1,000	1,000

- Bottom

Komponen	kmol/jam	kg/jam	yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,7022	42,1994	0,0202
H <sub>2</sub> O	34,0523	613,4524	0,9798
Total	34,7545	655,6517	1,0000

## d. Mengecek pemilihan komponen light key (lk) dan heavy key (hk)

Menggunakan persamaan berikut:

$$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} = \frac{(\alpha_j - 1) \times x_{LK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{LK,F} \times F} + \frac{(\alpha_{LK} - \alpha_j) \times x_{HK,D} \times D}{(\alpha_{LK} - 1) \times x_{HK,F} \times F}$$

Komponen j terdistribusi jika:

$$-0,01 \leq \frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} \leq 1,01$$

Komponen j tidak terdistribusi jika:

$$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} < -0,01 \text{ atau } \frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F} > 1,01$$

Penentuan distribusi komponen

Komponen	$x_{j,F}$	$x_{j,D}$	$\frac{x_{j,D} \times D}{x_{j,F} \times F}$	Keterangan
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,014	0,0541	2,437281	Tidak Terdistribusi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,117	0,8726	0,8481	Terdistribusi
H <sub>2</sub> O	0,869	0,0732	0,004972	Terdistribusi
Total	1,000	1,000		

Pengambilan light key dan heavy key tepat karena dari hasil perhitungan di atas, (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CHOH dan H<sub>2</sub>O terdistribusi.

## e. Kondisi operasi umpan (Feed)

Umpan masuk pada kondisi bubble point.

Tekanan perancangan (P) = 1,2052 atm

(trial) 915,9636 mmHg

Suhu (T) = 101,52 °C

374,7 K

Komponen	$x_i$	$P^{\circ}_i$ , mmHg	$K_i$	$y_i = k_i \times x_i$	$\alpha_i = k_i/k_{HK}$
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0135	2909,15	3,1761	0,0429	3,6290
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,1174	1532,18	1,6727	0,1964	1,9113
H <sub>2</sub> O	0,8691	801,63	0,8752	0,7606	1,0000
Total	1,0000			1,000	

## f. Kondisi operasi atas (Distilate)

Tekanan perancangan = 1,20522 atm  
915,9636 mmHg

Trial Suhu = 86,56 °C  
359,7 K

Komponen	yi	P <sup>o</sup> i, mmHg	Ki	xi=yi/Ki	αi=Ki/K <sub>HK</sub>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,115	1948,513	2,1273	0,0541	4,2295
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,848	890,2341	0,9719	0,8726	1,9324
H <sub>2</sub> O	0,037	460,6947	0,5030	0,0732	1,0000
Total	1,00			1,000	6,1619

## g. Kondisi operasi bawah (Bottom)

Tekanan perancangan = 1,20522 atm  
915,9636 mmHg

Trial Suhu = 104,8 °C  
378,0 K

Komponen	xi	P <sup>o</sup> i, mmHg	Ki	yi=Ki x xi	αi=Ki/K <sub>HK</sub>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0202	1714,066	1,8713	0,0378	1,9058
H <sub>2</sub> O	0,9798	899,4062	0,9819	0,9621	1,0000
Total	1,0000			1,000	

## 2. Menghitung relatif volatil rata-rata

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\left(\frac{kLK}{kHK}\right)_D \times \left(\frac{kLK}{kHK}\right)_B} \dots\dots\dots(1)$$

Keterangan :

α avg = Relatif volatil rata-rata

kLK = Konstanta kesetimbangan light key

kHK = Konstanta kesetimbangan heavy key

sehingga :

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\left(\frac{kLK}{kHK}\right)_D \times \left(\frac{kLK}{kHK}\right)_B} = 1,91903$$

**3. Menghitung jumlah plate minimum**

Dihitung dengan persamaan Fenske Equation dalam Sinnott. "Chemical Engineering Design" hal.675.

$$N_{min} = \frac{\log \left[ \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_D \times \log \left[ \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_B}{\log \alpha_{avg}} \dots\dots\dots(2)$$

Keterangan :

$N_{min}$  : Jumlah plate minimum

$x_{LK}$  : Fraksi mol light key

$x_{HK}$  : Fraksi mol heavy key

sehingga :

$$N_{min} = \frac{\log \left[ \frac{x_{LK}}{x_{HK}} \right]_D \times \log \left[ \frac{x_{HK}}{x_{LK}} \right]_B}{\log \alpha_{avg}} = 6,40964$$

**4. Menghitung reflux minimum**

Dihitung dengan persamaan Underwood dalam Sinnott. "Chemical Engineering Design" hal.676.

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot (x_i)_D}{\alpha_i - \theta} = R_{min} + 1 \dots\dots\dots(3)$$

dengan :

$$\sum \frac{\alpha_i \cdot (x_i)_F}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \dots\dots\dots(4)$$

Keterangan :

$\alpha_i$  = Relatif volatil komponen

$x_i$  = Fraksi mol komponen

$\theta$  = Konstanta Underwood

$R_{min}$  = Reflux minimum

$q$  = Kondisi termal umpan (Panas yang diperlukan untuk 1 mol umpan menjadi uap jenuh/Panas laten molar umpan)

$q = 1$ , apabila umpan keadaan cair jenuh

$q = 0$ , apabila umpan keadaan uap jenuh

Umpan berupa cair jenuh, sehingga  $q = 1$ .

$\theta$  dicari dengan cara trial  $\theta$  pada per(4) hingga didapat ruas kiri = ruas kanan = 0.

$$\text{Trial } \theta = 1,72102$$

Komponen	$x_F$	$\alpha_F = K_i/K_{HK}$	$\alpha_F \cdot x_F$	$\alpha_F - \theta$	$\alpha_F \cdot x_F / (\alpha_F - \theta)$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,01351	3,62904	0,04903	1,90802	0,02570
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,11740	1,91132	0,22438	0,19030	1,17909
$\text{H}_2\text{O}$	0,86909	1,00000	0,86909	-0,72102	-1,20536
Total	1				0,00

$$\text{maka : } \sum \frac{\alpha_i \cdot (x_i)F}{\alpha_i - \theta} = 0$$

Sehingga reflux minimum :

Komponen	$x_D$	$\alpha_D = k_i/K_{HK}$	$\alpha_D \cdot x_D$	$\alpha_D - \theta$	$\alpha_D \cdot x_D / (\alpha_D - \theta)$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,05410	4,22951	0,22882	2,50849	0,09122
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,87261	1,93237	1,68621	0,21135	7,97818
$\text{H}_2\text{O}$	0,07319	1,00000	0,07319	-0,72102	-0,10151
Total	0,99990				7,96789

$$R_{\min} + 1 = 7,96789$$

$$R_{\min} = 6,96789$$

### 5. Reflux operasi

Reflux operasi berkisar antara 1,2 - 1,5  $R_{\min}$ .

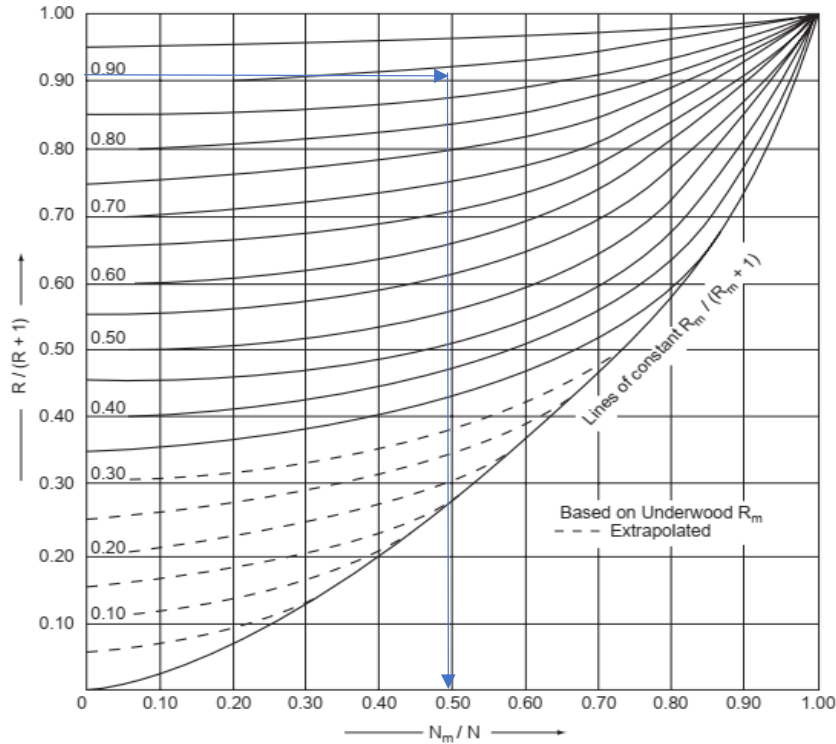
Sinnot. "Chemical Engineering Design". Hal 496

Dipilih  $R = 1,4 \times R_{\min}$

$$R = 9,75505$$

### 6. Jumlah plate ideal

Dihitung dari korelasi Erbar-Maddox pada figure 11.11 Sinnott."Chemical Engineering Design".hal 524.



**Figure 11.11.** Erbar-Maddox correlation (Erbar and Maddox, 1961).

$$\frac{R}{R+1} = 0,90702$$

$$\frac{R_{min}}{R_{min}+1} = 0,87450$$

Dari fig 11.11 :

$$\frac{N_{min}}{N} = 0,49$$

$$N = \frac{N_{min}}{0,49} = \frac{6,410}{0,49} = 13,08089$$

Jumlah Plate ideal = 14 (terbilang)

## 7. Efisiensi plate

Diambil dari Table 11.1 Sinnott. "Chemical Engineering Design". Hal.700.

**Table 11.1.** Representative Efficiencies, Sieve Plates

System	Column dia., m	Pressure kPa, abs	Efficiency %	
			$E_{mv}$	$E_o$
Water-methanol	1.0	—	80	
Water-ethanol	0.2	101	90	
Water-isopropanol	—	—		70
Water-acetone	0.15	90	80	
Water-acetic acid	0.46	101	75	
Water-ammonia	0.3	101	90	
Water-carbon dioxide	0.08	—	80	
Toluene-propanol	0.46	—	65	
Toluene-ethylene dichloride	0.05	101		75
Toluene-methylethylketone	0.15	—		85
Toluene-cyclohexane	2.4	—		70
Toluene-methylcyclohexane	—	27		90
Toluene-octane	0.15	101		40
Heptane-cyclohexane	1.2	165	95	85
	2.4	165		75
Propane-butane	—	—		100
Isobutane-n-butane	—	2070		110
Benzene-toluene	0.13	—	75	
Benzene-methanol	0.18	690	94	
Benzene-propanol	0.46	—	55	
Ethylbenzene-styrene	—	—	75	

$E_{mv}$  = Murphree plate efficiency.

$E_o$  = Overall column efficiency.

Untuk sistem air-aseton, efisiensi sieve tray,  $\varepsilon = 70\%$

## 8. Jumlah plate aktual

Dihitung dari persamaan 11.65 Sinnott. "Chemical Engineering Design". Hal 699.

$$N_{act} = \frac{N}{\varepsilon} \quad \dots\dots\dots(5)$$

Keterangan :

$N_{act}$  : Jumlah plate aktual

$N$  : Jumlah plate ideal

$\varepsilon$  : Efisiensi plate/tray

maka :

$$N_{act} = \frac{N}{\varepsilon} = 18,687$$

Jumlah plate aktual,  $N_{act} = 19$  (Terbilang)

Jumlah plate tidak termasuk reboiler 18



**9. Letak plate umpan**

Dihitung dari persamaan 11.62 sinnot hal.676.

$$\log \left[ \frac{Nr}{Ns} \right] \dots\dots\dots(6)$$

Keterangan :

- Nr : Jumlah plate rectifying
- Ns : Jumlah plate pada stripping
- B : Lajur mol di distilat, kmol/jam
- D : Lajur mol di bottom, kmol/jam
- xHK : Fraksi mol heavy key
- xLK : Fraksi mol light key
- xB, LK : Fraksi mol light key di bottom
- xD, HK : Fraksi mol heavy key di distilat

sehingga :

$$\log \left[ \frac{Nr}{Ns} \right]$$

$$\log \left[ \frac{Nr}{Ns} \right] = 0,0713$$

$$\left[ \frac{Nr}{Ns} \right] = 1,1785$$

$$Nr = 1,1785 Ns$$

$$Nr + Ns = 18$$

$$1,1785 Ns + Ns = 18$$

$$2,1785 Ns = 18$$

$$Ns = 8,262668$$

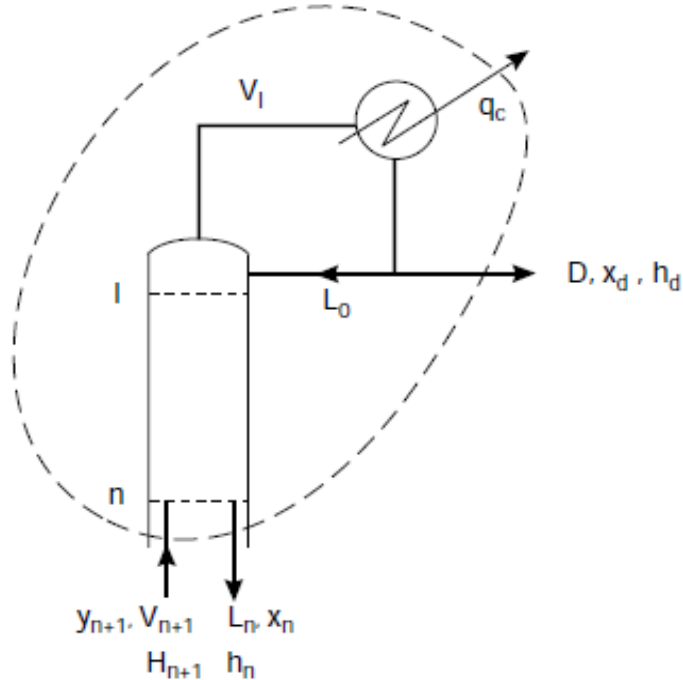
$$9 \text{ (Terbilang)}$$

$$Nr = 9$$

Sehingga umpan masuk pada plate ke 9 dari atas.

## 9. Menghitung diameter menara

### a. Puncak menara



$$\begin{aligned} \text{Suhu} &= 359,71 \text{ K} \\ \text{Tekanan} &= 1,205 \text{ atm} \end{aligned}$$

Neraca massa :

$$V_{n+1} = L_n + D$$

Neraca massa komponen :

$$V_{n+1} \cdot y_{n+1} = L_n \cdot x_n + D \cdot x_D$$

Keterangan :

- $V_{n+1}$  : Kecepatan mol uap, kmol/jam
- $L_n$  : Kecepatan mol cairan, kmol/jam
- $D$  : Kecepatan mol distilat
- $y_{n+1}$  : Fraksi mol uap
- $x_n$  : Fraksi mol cair
- $x_D$  : Fraksi mol di distilat
- $n$  : Plate ke- $n$

$$\text{dimana : } V_1 = L_0 + D \quad \dots\dots\dots(7)$$

Persamaan (7) dibagi dengan D :

$$\frac{V_1}{D} = \frac{L_0}{D} + \frac{D}{D}$$

$$\text{dengan : } \frac{L_0}{D} = R$$

$$\text{sehingga : } \frac{V_1}{D} = R + 1$$

$$V_1 = (R + 1) \cdot D \quad \dots\dots\dots(8)$$

$$\text{maka, } V_1 = \left[ 9,75505 + 1 \right] \times 4,62277$$

$$V_1 = 49,7182 \text{ kmol/jam}$$

Digunakan kondensor total, sehingga fraksi mol uap = fraksi mol di distilat.

maka komposisi di V1 :

Komponen	yi	kmol/jam	BM	Kg/jam	fraksi massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,12	5,7220	58,08	332,336	0,1146
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,85	42,1660	60,10	2534,007	0,8740
H <sub>2</sub> O	0,04	1,8301	18,02	32,970	0,0114
Total	1,000	49,7182		2899,313	1,000

$$L_0 = 45,095 \text{ kmol/jam}$$

Komponen di L<sub>0</sub> = V<sub>1</sub> - D :

Komponen	yi	kmol/jam	BM	Kg/jam	fraksi massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,12	5,19001	58,08	301,436	0,1146
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,85	38,24540	60,10	2298,396	0,8740
H <sub>2</sub> O	0,04	1,65998	18,02	29,904	0,0114
Total	1,000	45,09540		2629,736	1,000

Plate spacing biasa digunakan 0,15 m - 1 m. (Sinnott, hal 557).

Dipilih plate spacing, It = 0,3 m

**- Menghitung faktor alir uap-cair  $F_{LV}$  :**

Dihitung dari persamaan 11.82 Sinnott hal 568.

$$F_{LV} = \frac{Lw}{Vw} \sqrt{\frac{\rho v}{\rho L}} \quad \dots\dots\dots(9)$$

$F_{LV}$  = Faktor alir uap-cair

$Lw$  = laju alir massa cairan (kg/s)

$Vw$  = laju alir massa uap (kg/s)

$Lw = L0 = 0,73048$  kg/s

$Vw = V1 = 0,80536$  kg/s

BM campuran ( $BM_{mix}$ ) di  $V1$  :

Komponen	$y_i$	$BM_i$	$y_i \cdot BM_i$
$(CH_3)_2CO$	0,12	58,08	6,68441
$(CH_3)_2CHOH$	0,8481	60,10	50,96742
$H_2O$	0,0368	18,02	0,66314
Total	1,0000		58,31496

$$\text{densitas uap : } \rho_g = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T}$$

Keterangan :

$BM_{mi}$  : Berat molekul campuran

$P$  : Tekanan operasi atas, kPa

$R$  : Konstanta gas,  $kPa \cdot m^3/kmol \cdot K$

$T$  : Suhu operasi atas, K

diketahui:

$BM_{mix} = 58,3150$  kg/kmol

$P = 1,2052$  atm = 122,1184 kPa

$R = 8,314$   $kPa \cdot m^3/kmol \cdot K$

$T = 359,71$  K

sehingga :

$$\rho_v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 2,38125 \text{ kg/m}^3$$

densitas cair :

Komponen	kg/jam	fraksi massa	$\rho$ , $kg/m^3$	fraksi massa x $\rho$ , $kg/m^3$
$(CH_3)_2CO$	301,436	0,1146	709,0092	81,27083
$(CH_3)_2CHOH$	2298,396	0,8740	717,7047	627,27561
$H_2O$	29,904	0,0114	969,0413	11,01962
Total	2629,736	1,0		719,56606

maka,  $\rho_L = 719,5661$   $kg/m^3$

sehingga :

$$F_{LV} = \frac{Lw}{Vw} \sqrt{\frac{\rho v}{\rho L}} = 5,2178E-02$$

**- Menghitung kecepatan uap :**

Kecepatan uap biasanya 70-90% kecepatan uap flooding. Kecepatan uap flooding dihitung dari persamaan 11.81 Sinnott hal 720.

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho L - \rho v}{\rho v}} \dots\dots\dots(10)$$

K<sub>1</sub> di ambil dari figure 11.27 Sinnott.

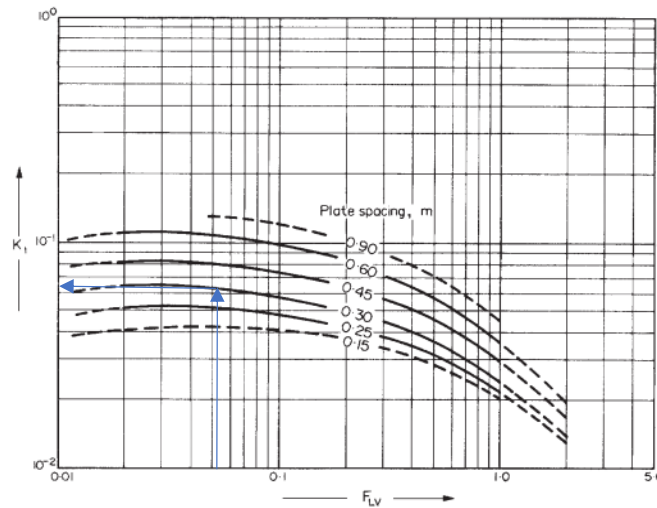


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

$$F_{LV} = 0,05218$$

$$ts = 0,3 \text{ m}$$

Didapat K<sub>1</sub> = 0,064

sehingga :

$$u_f = K_1 \sqrt{\frac{\rho L - \rho v}{\rho v}} = 1,1107 \text{ m/s}$$

Untuk perancangan, 80-85% dari kecepatan flooding biasa digunakan.

Dipilih % Kecepatan flooding = 85 %

Sehingga, kecepatan uap = % kecepatan flooding x kecepatan flooding

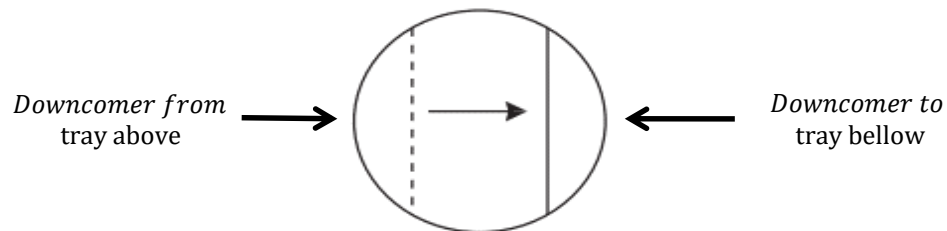
$$\text{Kecepatan uap, } v = 0,9441 \text{ m/s}$$

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = \frac{\text{kec. mol uap } V_1 \times \text{BM}_{\text{mix}}}{\text{densitas gas} \times 3600} = 0,3382 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas area penampang kolom :

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{0,3382 \text{ m}^3/\text{s}}{0,9441 \text{ m/s}} = 3,58\text{E-}01 \text{ m}^2$$

- Desain downcomer :



Dirancang luas downcomer 12% luas penampang kolom (Sinnott hal 569).

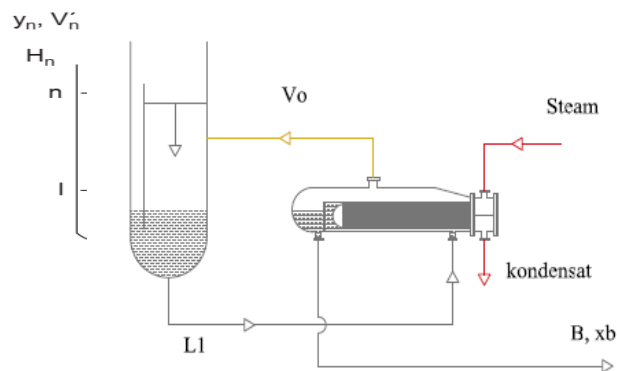
$$\text{Luas penampang kolom total, } A_t = \frac{A}{100\% - \% \text{Downcomer}}$$

$$A_t = 4,07\text{E-}01 \text{ m}^2$$

Diameter kolom :

$$D_c = \sqrt{\frac{A_t \times 4}{\pi}} = 0,720 \text{ m}$$

b. Dasar menara



$$\text{Suhu} = 377,96 \text{ K}$$

Neraca massa :

$$L_{n+1} = V_n + B$$

Neraca massa komponen :

$$L_{n+1} \cdot x_{n+1} = V_n \cdot y_n + B \cdot x_B$$

Keterangan :

$V_n$  : Kecepatan mol uap, kmol/jam

$L_{n+1}$  : Kecepatan mol cairan, kmol/jam

$B$  : Kecepatan mol bottom

$y_n$  : Fraksi mol uap

$x_n$  : Fraksi mol cair

$x_B$  : Fraksi mol di bottom

$n$  : Plate ke-n

Kecepatan mol uap keluar reboiler ( $V_0$ ) =  $V_1$  = 49,71817 kmol/jam

Kecepatan mol produk bottom ( $B$ ) = 34,7545 kmol/jam

$L_1 = L_0 + \text{Feed} = V_0 + B = 84,47268$  kmol/jam

Bubble point di bottom pada suhu : 377,96 K

Komponen	kmol/jam	$x_B$	$P_i$ (mmHg)	$K_i$	$y_o = K_i \times x_B$
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,7022	0,0202	1714,07	1,8713	0,0378
$\text{H}_2\text{O}$	34,0523	0,9798	899,4062	0,9819	0,9621
Total	34,7545	1,0000		2,8532	1,000

Neraca komponen di bottom :  $x_1 \cdot L_1 = y_o \cdot V_o + B \cdot x_B$  .....(11)

Persamaan (11) dibagi  $L_1$  :

$$x_1 = y_o \times \frac{V_o}{L_1} + x_B \times \frac{B}{L_1}$$

$$x_1 = y_o \times \frac{49,7182}{84,4727} + x_B \times \frac{34,755}{84,473}$$

$$x_1 = y_o \times 0,5886 + x_B \times 0,4114$$
 .....(12)

Fraksi mol di stage 1 dari bawah :

Komponen	$x_B$	$y_o$	$x_1$
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0202	0,0378	0,0306
$\text{H}_2\text{O}$	0,9798	0,9621	0,9694
Total	1,000	1,000	1,000

Komposisi di L1 :

Komponen	x1	kmol/jam	kg/jam	BMi	xi.BMi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0306	2,5820	155,1684	60,096	1,8369
H <sub>2</sub> O	0,9694	81,8854	1475,165	18,015	17,4632
Total	1,000	84,4674	1630,333		19,3001

Bmmix cairan = 19,3001 kg/kmol

Komposisi di Vo :

Komponen	yo	kmol/jam	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0378	1,8798	112,9690
H <sub>2</sub> O	0,9621	47,8331	861,7126
Total	1,000	49,7129	974,6816

Plate spacing biasa digunakan 0,15 m - 1 m. (Sinnott, hal 557).

Dipilih plate spacing, It = 0,3 m

**- Menghitung faktor alir uap-cair  $F_{LV}$ :**

Diitung dari persamaan 11.82 Sinnott hal 720.

$$F_{LV} = \frac{Lw}{Vw} \sqrt{\frac{\rho v}{\rho L}} \quad \dots\dots\dots(13)$$

Lw = L1 = 0,45287 kg/s

Vw = V0 = 0,27074 kg/s

BM campuran (BMmix) di Vo :

Komponen	yo	BMi	yi.BMi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0378	60,096	2,2722
H <sub>2</sub> O	0,9621	18,015	17,3319
Total	1,000		19,6041

$$\text{Densitas uap : } \rho v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T}$$

Keterangan :

BM mix : Berat molekul campuran

P : Tekanan operasi bawah, kPa

R : Konstanta gas, kPa.m<sup>3</sup>/kmol.K

T : Suhu operasi atas, K

Diketahui:

Bmmix = 19,6041 kg/kmol

P = 1,2052 atm = 122,118 kPa

R = 8,314 kPa.m<sup>3</sup>/kmol.K

T = 377,96 K



Sehingga :

$$\rho v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 0,762 \text{ kg/m}^3$$

Densitas cair :

Komponen	kg/jam	fraksi massa	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	fraksi massa x $\rho$ , kg/m <sup>3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	155,1684	0,0952	695,8679	66,2298
H <sub>2</sub> O	1475,165	0,9048	950,7408	860,2532
Total	1630,333	1,0000		926,4831

maka,  $\rho L = 926,4831 \text{ kg/m}^3$

sehingga : 
$$F_{LV} = \frac{Lw}{Vw} \sqrt{\frac{\rho v}{\rho L}} = 0,04797$$

**- Menghitung kecepatan uap**

Kecepatan uap biasanya 70-90% kecepatan uap flooding. Kecepatan uap flooding dihitung dari persamaan 11.81 Sinnott hal 568.

$$u_f = K1 \sqrt{\frac{\rho L - \rho v}{\rho v}} \dots\dots\dots(14)$$

K1 di ambil dari figure 11.27 Sinnott.

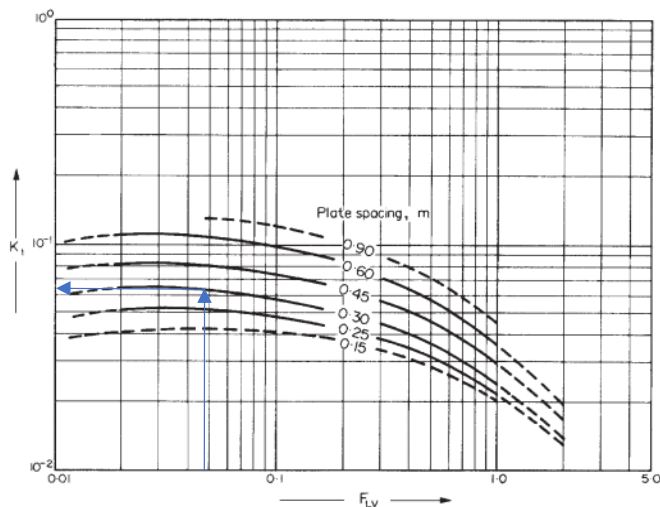


Figure 11.27. Flooding velocity, sieve plates

$F_{LV} = 0,04797$

$t_s = 0,3 \text{ m}$

Didapat  $K1 = 0,064$

sehingga : 
$$u_f = K1 \sqrt{\frac{\rho L - \rho v}{\rho v}} = 2,2309 \text{ m/s}$$

Untuk perancangan, 80-85% dari kecepatan flooding biasa digunakan.

Dipilih 85 %

Sehingga, kecepatan uap = % kecepatan flooding x kecepatan flooding

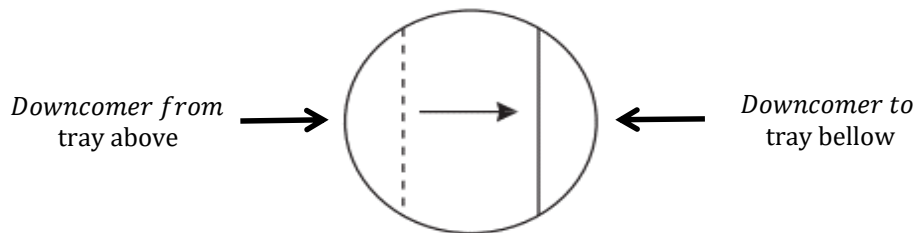
$$\text{Kecepatan uap, } v = 1,8963 \text{ m/s}$$

$$\text{Laju alir volumetrik, } Q = \frac{\text{kec. mol } V_o \times \text{BM}_{\text{mix}}}{\text{densitas gas} \times 3600} = 0,3553 \text{ m}^3/\text{s}$$

Luas area penampang kolom :

$$A = \frac{Q}{v} = \frac{0,30959 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}}{1,7218 \frac{\text{m}}{\text{s}}} = 0,18739 \text{ m}^2$$

- Desain downcomer :



Dirancang luas downcomer 12% luas penampang kolom (Sinnott hal 721).

$$\text{Luas penampang kolom total, } A_t = \frac{A}{100\% - \% \text{Downcomer}}$$

$$A_t = 0,21294 \text{ m}^2$$

Diameter kolom :

$$D_c = \sqrt{\frac{A_t \times 4}{\pi}} = 0,52069 \text{ m}$$

Hasil :

$$\text{Diameter kolom puncak} = 0,71995 \text{ m} = 28,34445 \text{ in}$$

$$\text{Diameter kolom bawah} = 0,52069 \text{ m} = 20,49975 \text{ in}$$

Dipilih yang terbesar.

Dari table 5.7 Brownell & Young,

$$\text{untuk OD standar} = 30 \text{ in} = 0,7620 \text{ m}$$

### 10. Menghitung pressure drop

Pressure drop terkoreksi ditinjau dari seksi kolom yang memiliki diameter paling besar.

Diameter seksi stripping lebih besar dari diameter seksi rectifying.

Column diameter,  $D_c = 0,7620 \text{ m}$

Column area,  $A_c = 0,4560 \text{ m}^2$

Downcomer area,  $A_d = 12\% \times A_c = 0,05472 \text{ m}^2$  (Sinnott, hal 572)

Net area,  $A_n = A_c - A_d = 0,40131 \text{ m}^2$

Active area,  $A_a = A_c - 2.A_d = 0,34659 \text{ m}^2$

Hole area dipilih 10% dari active area (Sinnott, hal 582).

Hole area,  $A_h = 10\% \times A_a = 0,03466 \text{ m}^2$

$$\frac{A_d}{A_c} \times 100\% = 12\% \text{ (Sinnott, hal 572)}$$

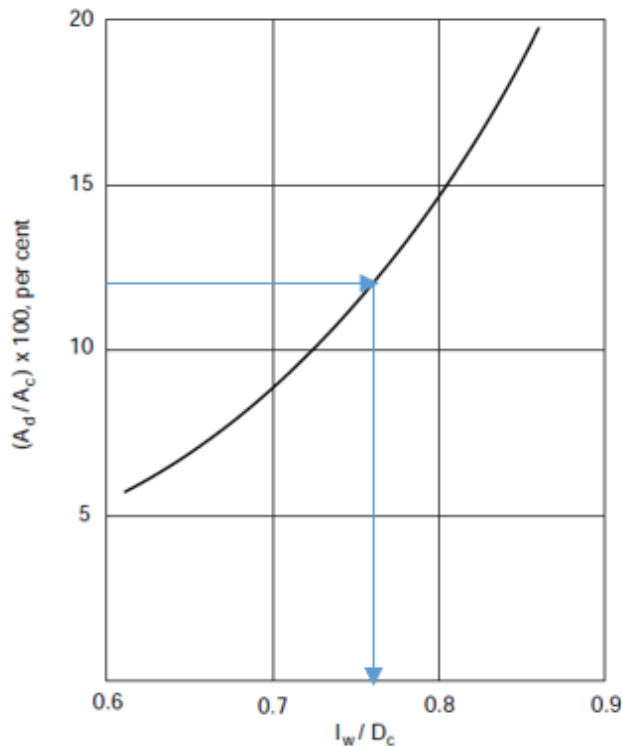


Figure 11.31. Relation between downcomer area and weir length

Dari fig 11.31 hal 573 Sinnott, hubungan  $\frac{A_d}{A_c}$  dan  $\frac{l_w}{D_c}$  didapat  $\frac{l_w}{D_c} = 0,77$

weir length,  $l_w = 0,77 \times D_c = 0,5867 \text{ m}$

Dipilih :

weir height,  $h_w$  = 50 mm (Sinnot hal 572)

Hole diameter (hole size),  $dh$  = 5 mm (Sinnot hal 573)

Plate thickness = 5 mm (Sinnot hal 573)

### a. Perforated area

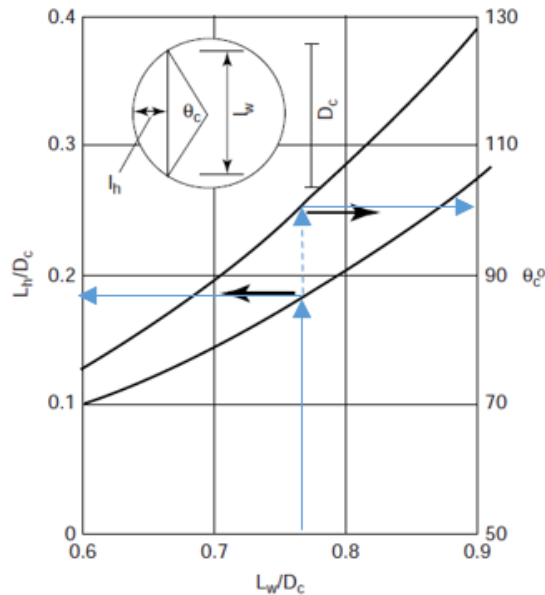


Figure 11.32. Relation between angle subtended by chord, chord height and chord length

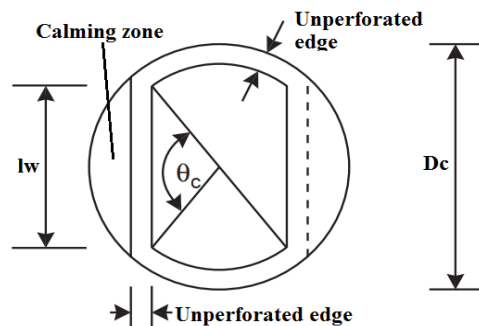
Dengan  $\frac{l_w}{D_c} = 0,77$  maka didapat

Dari fig 11.32 didapat  $\theta^{\circ}c$  : 100

Sudut yang digantikan oleh tepi plate =  $180 - \theta^{\circ}c = 80$

Dipilih :

Unperforated edge strips = 50 mm (Sinnot hal 726)



$$\begin{aligned} \text{Panjang rata-rata tepi cincin yang tidak berlubang} &= (D_c - \text{unperforated strip}) \times \pi \times 80/180 \\ &= 0,9936 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas unperforated edge} &= \text{panjang rata-rata unperforated} \times \text{unperforated edge strips} \\ &= 0,0497 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Panjang rata-rata calming zone} &= l_w + \text{lebar unperforated edge} \\ &= 0,6367 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas calming zone} &= 2 \times (\text{panjang rata-rata calming zone} \times \text{unperforated edge}) \\ &= 0,06367 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total area for perforation, } A_p &= A_a - \text{Luas unperforated strip} - \text{Luas calming zone} \\ &= 0,3466 - 0,0497 - 0,0637 \\ &= 0,2332 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

### b. Weep point

Dihitung dari persamaan 11.84 hal 571 Sinnott.

$$uh = \frac{[K2 - 0,9 \times (25,4 - dh)]}{\rho v^{1/2}} \dots\dots\dots(15)$$

Keterangan :

uh : Kecepatan uap minimum melalui hole, m/s

dh : diameter hole, mm

K2 : Konstanta didapat dari fig 11.30 Sinnott hal 571.

$$\begin{aligned} \text{maximum liquid rate, } L_w &= \frac{\text{kec. mol cairan bottom} \times \text{BMcairan}}{3600} \\ &= \frac{84,4674 \text{ kmol/jam} \times 19,3001 \text{ kg/kmol}}{3600 \text{ s/jam}} \\ &= 0,45284 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Minimum liquid rate 70% turndown = 0,7 x maximum liquid rate = 0,3170 kg/s  
weir liquid crest, dari persamaan 11.85 hal 572 Sinnott.

$$h_{ow} = 750 \left[ \frac{L_w}{\rho L \times l_w} \right]^{2/3} \dots\dots\dots(16)$$

Keterangan :

$h_{ow}$  : weir crest, mm

$\rho L$  : densitas cairan ( $\text{kg/m}^3$ )

$L_w$  : kecepatan cairan ( $\text{kg/s}$ )

$l_w$  : weir length (m)

$$\text{maximum } h_{ow} = 750 \left[ \frac{L_w}{\rho L \times l_w} \right]^{2/3} = 6,640 \text{ mm}$$

$$\text{minimum } h_{ow} = 750 \left[ \frac{Lw}{\rho L \times lw} \right]^{2/3} = 5,23483 \text{ mm}$$

$$\text{maximum } h_w + h_{ow} = 56,6400 \text{ mm}$$

$$\text{minimum } h_w + h_{ow} = 55,2348 \text{ mm}$$

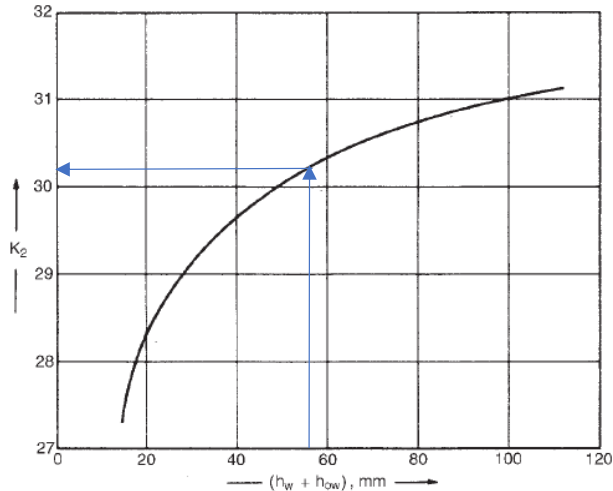


Figure 11.30. Weep-point correlation (Edujee, 1959)

Dari figure 11.30 hal 571 sinnot, hubungan  $K_2$  dan minimum  $h_w+h_{ow}$   
 Didapat  $K_2 = 30,2$

maka :

$$u_h(\text{minimum}) = \frac{[K_2 - 0,9 \times (25,4 - dh)]}{\rho v^{1/2}} = 13,56481 \text{ m/s}$$

$$\begin{aligned} \text{Kec. uap aktual minimum} &= \frac{\text{kec. volumetrik uap di bottom minimum}}{Ah} \\ &= \frac{70\% \times \text{kec. volumetrik uap di bottom}}{Ah} \\ &= \frac{70\% \times 0,35533 \text{ m}^3/\text{s}}{0,03466 \text{ m}^2} \\ &= 7,1767 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Jadi, operasi minimum akan lebih baik di atas weep point.

**c. Dry plate drop**

Dihitung dari persamaan 11.88 hal 728 Sinnott.

$$hd = 51 \left[ \frac{uh}{Co} \right]^2 \frac{\rho v}{\rho L} \dots\dots\dots(17)$$

Keterangan :

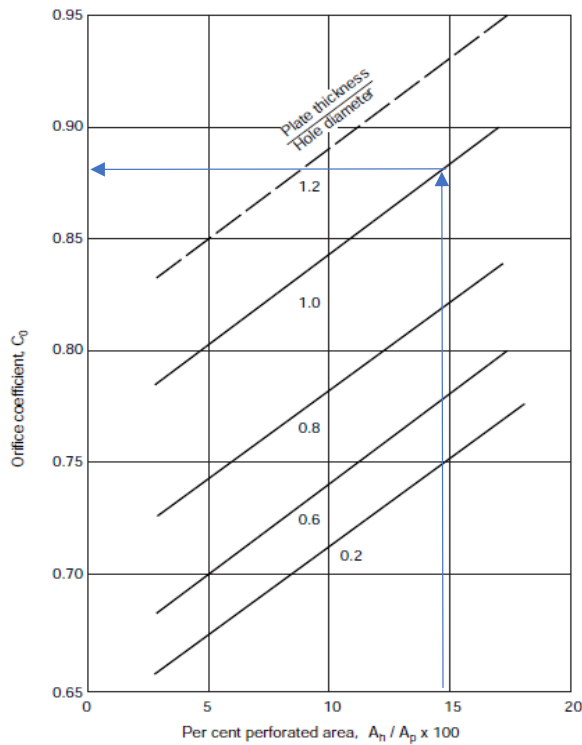
hd : Pressure drop melalui dry plate, mm

Co : Koefisien orifice

$$\frac{Ah}{Ap} = \frac{0,03466 \text{ m}^2}{0,23323 \text{ m}^2} = 0,1486$$

$$\frac{Ah}{Ap} \times 100\% = 14,86 \%$$

$$\frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}} = 1$$



Dari fig 11.34 hal 576 hubungan  $\frac{Ah}{Aa} \times 100\%$  dengan  $\frac{\text{Plate thickness}}{\text{Hole diameter}}$

Didapat  $Co = 0,88$

$$\text{Kecepatan uap, } u_h = \frac{\text{kec. volumetrik uap di bottom}}{Ah} = 10,25237 \text{ m/s}$$

maka :

$$hd = 51 \left[ \frac{uh}{Co} \right]^2 \frac{\rho v}{\rho L} = 5,6924 \text{ mm}$$

#### d. Residual head

Dihitung dari persamaan 11.89 hal 577 Sinnott.

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L} \dots\dots\dots(18)$$

maka :

$$hr = \frac{12,5 \times 10^3}{\rho L} = 13,4919 \text{ mm}$$

#### e. Total plate drop

Dihitung dari persamaan 11.90 hal 577 Sinnott

$$ht = hd + (hw + how) + hr \dots\dots\dots(19)$$

maka, ht = 19,1842 mm

#### f. Total plate pressure drop

Dihitung dari persamaan 11.87 hal 575 Sinnott.

$$\Delta Pt = 9,81 \times 10^{-3} \times ht \times \rho L \dots\dots\dots(20)$$

maka,  $\Delta Pt = 174,3617 \text{ Pa/plate}$

Plate seksi rectifying = 9 Plate

Plate seksi stripping = 9 Plate

Pressure drop seksi rectifying = 1569,255 Pa

Pressure drop seksi stripping = 1569,255 Pa

Pressure pada umpan menara = 122118,4 Pa

Tekanan puncak = Tekanan umpan - pressure drop seksi rectifying

$$= 120549 \text{ Pa}$$

$$= 1,1897 \text{ atm}$$

Tekanan dasar menara = Tekanan umpan + pressure drop seksi stripping

$$= 123687,7 \text{ Pa}$$

$$= 1,22070 \text{ atm}$$

### 11. Downcomer liquid backup

Dihitung dari persamaan 11.91 hal 578 Sinnott.

$$hb = (hw + how) + ht + hdc \dots\dots\dots(21)$$

Keterangan:

hb : downcomer back-up, diukur dari permukaan plate, mm

hdc : head loss pada downcomer, mm



Clearance area under downcomer :

$h_{ap}$  normalnya 5 - 10 mm lebih rendah dari  $h_w$ .

$$h_{ap} = h_w - 10 \text{ mm} = 40 \text{ mm}$$

$$A_{ap} = h_{ap} \times l_w = 0,02347 \text{ m}^2$$

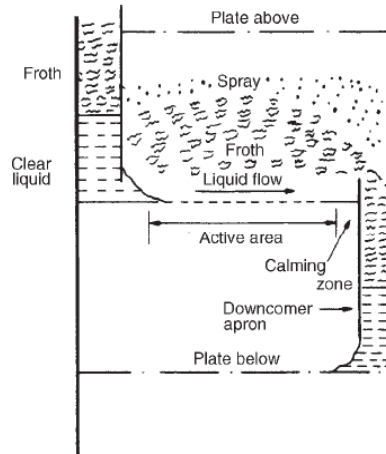


Figure 11.17. Typical cross-flow plate (sieve)

Head loss pada downcomer (persamaan 11.92 hal 578 Sinnott) :

$$h_{dc} = 166 \times \left[ \frac{Lwd}{\rho L \times A_m} \right]^2$$

Keterangan :

$h_{dc}$  : Head loss in the downcomer, mm

$Lwd$  : Liquid flow rate in downcomer, kg/s

$A_m$  : antara  $A_d$  atau  $A_{ap}$ , yang mana paling kecil,  $\text{m}^2$

$\rho L$  : Densitas cairan,  $\text{kg}/\text{m}^3$

$$A_d = 0,05472 \text{ m}^2$$

$$A_{ap} = 0,02347 \text{ m}^2$$

$$A_{ap} < A_d.$$

Diketahui :

$$Lwd = Lw = 0,4529 \text{ kg/s}$$

$$A_m = A_{ap} = 0,0235 \text{ m}^2$$

$$\rho L = 926,4831 \text{ kg}/\text{m}^3$$

maka :

$$h_{dc} = 166 \times \left[ \frac{Lwd}{\rho L \times A_m} \right]^2 = 0,0720 \text{ mm}$$

Diketahui :

$$(hw+how) \text{ min} = 55,2348 \text{ mm}$$

$$ht = 19,1842 \text{ mm}$$

$$hdc = 0,0720 \text{ mm}$$

$$\text{sehingga : } hb = (hw + how) + ht + hdc = 74,4911 \text{ mm} = 0,0745 \text{ m}$$

$$\text{Kelayakan plate spacing (lt) : } hb < \frac{1}{2}(lt + hw)$$

$$hb = 0,0745 \text{ m}$$

$$\frac{1}{2}(lt + hw) = 0,175 \text{ m}$$

Plate spacing dapat diterima.

## 12. Downcomer residence time

Dihitung dari persamaan 11.95 Sinnott hal 579.

$$tr = \frac{Ad \times hbc \times \rho L}{Lwd}$$

Diketahui :

$$Ad = 0,0547 \text{ m}^2$$

$$hb = 0,0745 \text{ m}$$

$$\rho L = 926,4831 \text{ kg/m}^3$$

$$Lwd = Lw = 0,4529 \text{ kg/s}$$

maka :

$$tr = \frac{Ad \times hbc \times \rho L}{Lwd} = 8,33967 \text{ s}$$

$tr > 3 \text{ s}$ , maka dapat diterima (Sinnott hal 579).

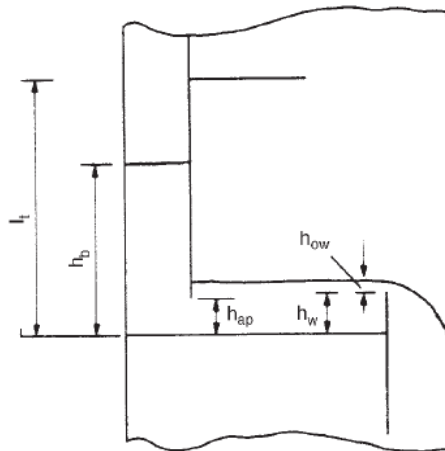


Figure 11.35. Downcomer back-up

**13. Kondisi operasi terkoreksi****a. Kondisi atas**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perancangan} &= 1,18973 \text{ atm} \\ &904,1932 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Trial Suhu} &= 86,21 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &359,36 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	$y_i$	$P^{\circ}_i$ , mmHg	$K_i$	$x_i=y_i/K_i$	$\alpha_i=K_i/K_{HK}$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,115	1929,914	2,1344	0,0539	4,2437
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,848	878,677	0,9718	0,8727	1,9321
$\text{H}_2\text{O}$	0,037	454,621	0,5028	0,0732	0,9997
Total	1,00			1,000	6,1758

**b. Kondisi bawah**

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perancangan} &= 1,22070 \text{ atm} \\ &927,734 \text{ mmHg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Trial Suhu} &= 105,18 \text{ } ^\circ\text{C} \\ &378,33 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	$x_i$	$P^{\circ}_i$ , mmHg	$K_i$	$y_i=K_i \times x_i$	$\alpha_i=K_i/K_{HK}$
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0202	1735,593	1,8708	0,0378	1,9052
$\text{H}_2\text{O}$	0,9798	911,009	0,9820	0,9621	1,0000
Total	1,0000			1,000	

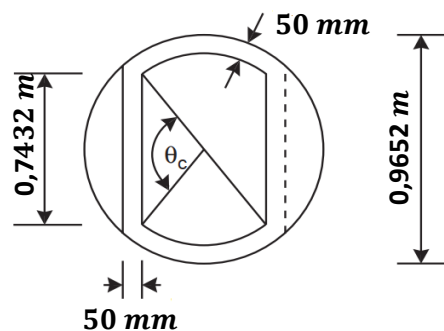
**14. Plate construction****a. Sectional construction**

$$\theta_c = 100$$

$$l_w = 0,5867 \text{ m}$$

$$\text{Unperforated edge ring} = 50 \text{ mm (Sinnott hal 726)}$$

$$\text{Column diameter} = 0,7620 \text{ m}$$



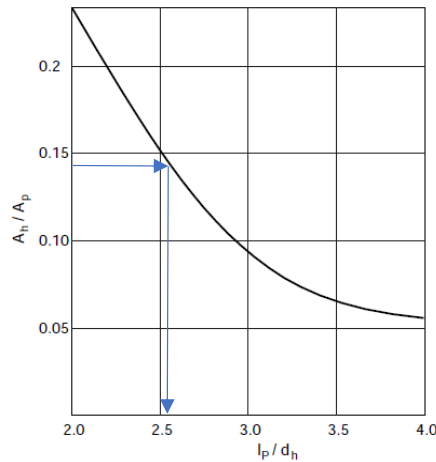
**b. Hole pitch**

Figure 11.33. Relation between hole area and pitch

Hole pitch didapat dari fig 11.33.

$$\frac{Ah}{Ap} = 0,1486$$

Dari figure 11.35 hal 727, hubungan  $\frac{Ah}{Ap}$  dengan  $\frac{lp}{dh}$ .

Didapat  $\frac{lp}{dh} = 2,55$  (Normal range 2,5 - 4,0. Sinnot hal 727)

$$lp = 2,55 \times dh \text{ (hole diameter)}$$

$$lp = 12,8 \text{ mm}$$

hole pitch,  $lp = 12,8$  mm dengan susunan triangular pitch.

**c. Number of hole**

$$\text{Number of hole} = \frac{\text{Hole area, } Ah}{\text{Area of one hole}} \dots\dots\dots(21)$$

$$\begin{aligned} \text{Area of one hole} &= \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot dh^2 = 19,625 \text{ mm}^2 \\ &= 1,96E-05 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\text{Hole area, } Ah : 0,03466 \text{ m}^2$$

$$\text{maka, } \text{Number of hole} = \frac{\text{Hole area, } Ah}{\text{Area of one hole}} = 1766,053 = 1767 \text{ (terbilang)}$$

**15. Hitungan pelengkap****a. Tebal tutup kolom**

Bentuk tutup menara Torispherical karena alat beroperasi 15-200 psig.

(Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New York. Hal 88).

Tebal penutup dihitung dengan persamaan :

$$t = \frac{0,885.P_{gauge}.Ids}{f.\epsilon - 0,1.P_{gauge}} + C''$$

Keterangan :

- ts = Tebal dinding selongsong (m)
- C'' = Faktor korosi (m)
- Ids = Diameter dalam shell (m)
- f = Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)
- ε = Efisiensi sambungan
- Pg = Tekanan terhitung alat (Pa)

Menurut Dennis Moss."Pressure Vessel Design Manual". Appendix H : material selection guide. Hal 464. Material pressure vessel dipilih berdasarkan suhu operasi.

Kolom beroperasi antara -50 - 775 °F. Maka dipilih:

Bahan konstruksi : Baja Karbon grade A 285

Allowable stress, fall = 12900 psi

(Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 982)

	Design Temperature, °F	Material	Plate	Pipe	Forgings	Fittings	Bolting
Cryogenic	-425 to -321	Stainless steel	SA-240-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-312-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-182-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-403-304, 304L, 347, 316, 316L	SA-320-B8 with SA-194-8
	-320 to -151	9 nickel	SA-353	SA-333-8	SA-522-1	SA-420-WPL8	
Low temperature	-150 to -75	3½ nickel	SA-203-D	SA-333-3	SA-350-LF63	SA-420-WPL3	SA-320-L7 with SA-194-4
	-75 to -51	2½ nickel	SA-203-A				
	-50 to -21	Carbon steel	SA-516-55, 60 to SA-20	SA-333-6	SA-350-LF2	SA-420-WPL6	
	-20 to 4		SA-516-All	SA-333-1 or 6			
	5 to 32		SA-285-C	SA-53-B SA-106-B	SA-105 SA-181-60,70	SA-234-WPB	
33 to 60 61 to 775	SA-516-All SA-515-All SA-455-II						
Elevated Temperature	776 to 875	C-½Mo	SA-204-B	SA-335-P1	SA-182-F1	SA-234-WP1	with SA-193-B5 SA-194-3
	876 to 1000	1Cr-½Mo	SA-387-12-1	SA-335-P12	SA-182-F12	SA-234-WP12	
		1Cr-½Mo	SA-387-11-2	SA-335-P11	SA-182-F11	SA-234-WP11	
	1001 to 1100	2¼Cr-1Mo	SA-387-22-1	SA-335-P22	SA-182-F22	SA-234-WP22	SA-193-BB with SA-194-B
	1101 to 1500	Stainless steel	SA-240-347H	SA-312-347H	SA-182-347H	SA-403-347H	
		Incoloy	SB-424	SB-423	SB-425	SB-366	
	Above 1500	Inconel	SB-443	SB-444	SB-446	SB-366	

**Table 13.2.** Typical Maximum Allowable Stresses for Plates Under ASME BPV Code Sec. VIII D.1 (The Appropriate Material Standards Should be Consulted for Particular Grades and Plate Thicknesses)

Material	Grade	Min Tensile Strength (ksi)	Min Yield Strength (ksi)	Maximum Temperature (°F)	Maximum Allowable Stress at Temperature °F (ksi = 1000 psi)				
					100	300	500	700	900
Carbon steel	A285 Gr A	45	24	900	12.9	12.9	12.9	11.5	5.9
Killed carbon steel	A515 Gr 60	60	32	1000	17.1	17.1	17.1	14.3	5.9
Low alloy steel 1¼ Cr, ½ Mo, Si	A387 Gr 22	60	30	1200	17.1	16.6	16.6	16.6	13.6
Stainless steel 13 Cr	410	65	30	1200	18.6	17.8	17.2	16.2	12.3
Stainless steel 18 Cr, 8 Ni	304	75	30	1500	20.0	15.0	12.9	11.7	10.8
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Cb	347	75	30	1500	20.0	17.1	15.0	13.8	13.4
Stainless steel 18 Cr, 10 Ni, Ti	321	75	30	1500	20.0	16.5	14.3	13.0	12.3
Stainless steel 16 Cr, 12 Ni, 2 Mo	316	75	30	1500	20.0	15.6	13.3	12.1	11.5

$$f_{all, f} = 12.900 \text{ psi} \times \frac{1 \text{ atm}}{14,7 \text{ psi}} \times \frac{101.325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}}$$

$$f_{all, f} = 8,9 \text{E}+07 \text{ Pa}$$

Untukantisipasi kondisi korosi yang parah, faktor korosi dipilih 4 mm.  
(Sinnott."Chemical Engineering Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 985)

$$C'' = 4 \text{ mm} = 0,004 \text{ m}$$

Efisiensi sambungan = 0,7 untuk sambungan las ganda.

$$\varepsilon = 70 \% \quad (\text{Table 13.3 Sinnott})$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi} &= 1,22070 \text{ atm} \\
 \text{Tekanan design} &= 1,34277 \text{ atm} \\
 \text{Tekanan gauge} &= \text{Tekanan design} - \text{Tekanan atmosfer} \\
 &= 0,34277 \text{ atm} \\
 &= 34731,46 \text{ Pa} \\
 \text{Ids} &= 30 \text{ in} \\
 &= 0,7620 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Bentuk dinding menara : Silinder

Dihitung dengan persamaan 13.41 Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design".Mc.Graw Hill hal.986

$$ts = \frac{Pgauge \cdot Ids}{2 \cdot f \cdot \varepsilon - 1,2 \cdot Pgauge} + C''$$

Keterangan :

$$\begin{aligned}
 ts &= \text{Tebal dinding selongsong (m)} \\
 C'' &= \text{Faktor korosi (m)} \\
 Ids &= \text{Diameter dalam shell (m)} \\
 f &= \text{Tegangan yang diizinkan, fall (Pa)} \\
 \varepsilon &= \text{Efisiensi sambungan} \\
 Pg &= \text{Tekanan terhitung alat (Pa)}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 ts &= \frac{34731,46 \text{ Pa} \times 0,7112 \text{ m}}{2 \times 8,8918 \cdot 10^{-7} \text{ Pa} \times 0,7 - 1,2 \times 34731,46 \text{ Pa}} + 0,004 \text{ m} \\
 &= 4,21, \text{E-}03 \text{ m} = 1,66, \text{E-}01 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih } ts \text{ standar} = 0,1875 \text{ in}$$

$$\text{Ids kolom} = 0,7199 \text{ m} = 28,3445 \text{ in}$$

Dari Tabel 5.7 Brown and young. Dipilih OD kolom standar.

$$\text{OD kolom standar} = 30 \text{ in}$$

sehingga :

$$Ids \text{ baru} = OD - 2 \times ts = 29,625 \text{ in} = 0,75248 \text{ m}$$

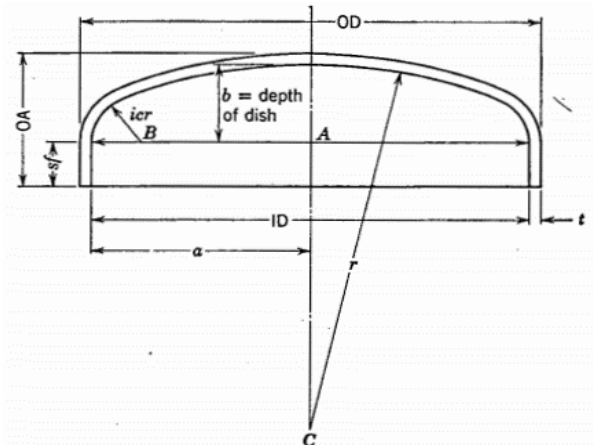
$$\text{Luas penampang menara} = 0,44448 \text{ m}^2$$

Maka:

$$t = \frac{0,885 \cdot Pgauge \cdot Ids}{f \cdot \varepsilon - 0,1 \cdot Pgauge} + C'' = 0,0044 \text{ m} = 0,1721 \text{ in}$$

Dipilih tebal tutup menara standar = 3/16 in = 0,1875 in  
 Table 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon  
 Willey and Son, New York.

**b. Tinggi tutup menara**



- Keterangan :
- Tebal penutup (m)
  - Jari-jari sudut internal (m)
  - Flange lurus (m)
  - Jari-jari kelengkungan (m)
  - Tinggi penutup (m)

Dari table 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Wiley and Son. Pada OD = 30 in didapat :

$$t = 3/16 \text{ in}$$

$$icr = 1,875 \text{ in}$$

$$r = 30 \text{ in}$$

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada t = 0,1875 in, sf = 1,5 - 2 in.

Dipilih sf = 1,5 in

$$OA = t + b + sf \quad \dots\dots\dots(1)$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr \quad \dots\dots\dots(2)$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} \quad \dots\dots\dots(3)$$

$$BC = r - icr \quad \dots\dots\dots(4)$$

Penyelesaian :

$$BC = r - icr = 30 - 1,875 = 28,13 \text{ in}$$



$$AB = \frac{Ids}{2} - icr = \frac{29,625}{2} - 1,875 = 12,94 \text{ in}$$

$$b = r - \sqrt{BC^2 - AB^2} = 26 \text{ in} - \sqrt{24,25^2 - 12,06^2} \text{ in}$$

$$b = 5,02728 \text{ in}$$

$$OA = t + b + sf = 6,71478 \text{ in} = 0,17056 \text{ m}$$

### c. Tinggi Menara

Untuk menentukan tinggi menara distilasi digunakan persamaan sebagai berikut:

$$H_T = H_1 + H_2 + H_3 + H_4 + H_5$$

dengan:

- H1 = Tinggi penyangga
- H2 = Tinggi ruang kosong bawah
- H3 = Tinggi tray
- H4 = Tinggi ruang kosong atas
- H5 = Tinggi penutup menara
- H<sub>T</sub> = Tinggi total menara

Dirancang tinggi penyangga (H1) = 2 m

Hi (tinggi cairan) dihitung dari persamaan:

$$Hl = \frac{Vl}{At}$$

$$Vl = \frac{L1 \cdot \theta}{\rho l}$$

At : Luas penampang menara [ m<sup>2</sup> ]

Hl : Tinggi cairan [ m ]

L1 : kecepatan volume cairan [ m<sup>3</sup>/s ]

Vl : volume cairan [ m<sup>3</sup> ]

θ : waktu tinggal cairan [ s ]

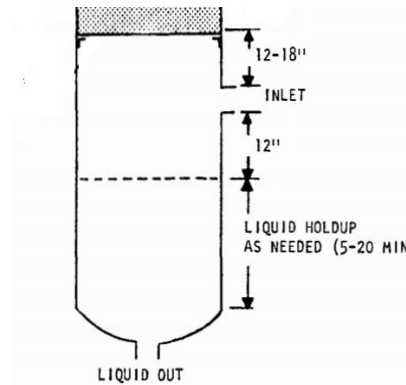
Waktu tinggal cairan berkisar antara 5-20 menit. Maka dipilih waktu tinggal cairan (θ) selama 5 menit.

$$L1 = 0,4529 \text{ kg/s}$$

$$\rho l = 926,4831 \text{ kg/m}^3$$

$$Vl = \frac{0,4529 \text{ kg/s} \times 15 \text{ menit} \times 60 \text{ s/menit}}{926,4831 \text{ kg/m}^3}$$

$$Vl = 0,4399 \text{ m}^3$$



maka didapat:

$$Hl = \frac{0,4399}{0,4445}$$

$$Hl = 0,9897 \text{ m} = 38,9665 \text{ in}$$

Menghitung diameter nozzle dari uap dengan persamaan sebagai berikut:

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 A_p}{\pi}}$$

$A_p$  = luas penampang pipa nozzle ( $m^2$ )

$D_{nozzle}$  = Diameter pipa nozzle (m)

Adapun Luas penampang pipa nozzle dihitung dengan persamaan

$$A_p = \frac{Q_v}{v_{lin}}$$

$Q_v$  : kecepatan uap [ $m^3/s$ ]

$v_{lin}$  : Kecepatan linear fluida masuk dalam nozzle [ $m/s$ ]

### Kecepatan linear fluida

dihitung dengan persamaan :

$$v_{lin} = \sqrt{4000 / \rho_m} \quad \text{Kister, H.Z., Distillation Operations . (1991), hal.86}$$

Dengan hubungan:

$v_{lin}$  : kecepatan linear fluida [ $ft/s$ ]

$\rho_m$  : rapat massa campuran [ $lb/ft^3$ ]

### Rapat massa campuran

dihitung dengan persamaan:

$$\rho_m = \frac{100\%}{\%uap / \rho_v + \%cair / \rho_l}$$

$\rho_v$  : Rapat massa uap [ $lb/ft^3$ ]

$\rho_l$  : Rapat massa cair [ $lb/ft^3$ ]

$\rho_m$  : Rapat massa campuran [ $lb/ft^3$ ]

Karena fluida yang mengalir dalam nozzle merupakan uap yang berasal dari reboiler maka % cair = 0, dan % uap = 100%.

$$\rho_v = \frac{0,7619 \text{ kg/m}^3}{1 \text{ kg}} \times \frac{2,205 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{35,31 \text{ ft}^3}$$

$$\rho_v = 0,04757 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{100\%}{0,04757} + 0} = 0,04757 \text{ lb/ft}^3$$

$$v_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{0,04644}}$$

$$v_{lin} = 289,9782 \text{ ft/s}$$

$$v_{lin} = 88,3854 \text{ m/s}$$

$$A_p = \frac{0,35533 \text{ m}^3/\text{s}}{88,38537 \text{ m/s}}$$

$$A_p = 0,00402 \text{ m}^2$$

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 \times 0,00408}{\pi}}$$

$$D_{nozzle} = 0,07155 \text{ m}$$

$$D_{nozzle} = 2,81676 \text{ in}$$

Pemilihan pipa nozzle standart sesuai pada tabel 13 (Timmerhaus Plant Design and Economic for Chemical Engineers page 888, Mc.Graw Hill, New York, 1991.)

Nominal pipe size, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area, sq ft pipe, ft <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
3/4	0.405	40†	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80‡	0.215	0.036	0.106	0.056	0.32
1/2	0.540	40	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80	0.302	0.072	0.141	0.079	0.54
3/8	0.675	40	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80	0.423	0.141	0.177	0.111	0.74
1/4	0.840	40	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80	0.546	0.235	0.220	0.143	1.09
3/16	1.05	40	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80	0.742	0.432	0.275	0.194	1.48
1	1.32	40	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80	0.957	0.718	0.344	0.250	2.17
1 1/4	1.66	40	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80	1.278	1.28	0.435	0.335	3.00
1 1/2	1.90	40	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80	1.500	1.76	0.498	0.393	3.64
2	2.38	40	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80	1.939	2.95	0.622	0.508	5.03
2 1/4	2.88	40	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80	2.323	4.23	0.753	0.609	7.67
3	3.50	40	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80	2.900	6.61	0.917	0.760	10.3
4	4.50	40	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80	3.826	11.5	1.178	1.002	15.0
6	6.625	40	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80	5.761	26.1	1.734	1.510	28.6
8	8.625	40	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80	7.625	45.7	2.258	2.000	43.4
10	10.75	40	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6	2.814	2.55	54.8
12	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
16	16.0	30	15.25	183	4.189	4.00	62.6
20	20.0	20	19.25	291	5.236	5.05	78.6
24	24.0	20	23.25	425	6.283	6.00	94.7

† Schedule 40 designates former "standard" pipe.  
‡ Schedule 80 designates former "extra-strong" pipe.

Dipilih NPS 3 in; Schedule Number 40

$$OD = 3,5 \text{ in} = 0,08890 \text{ m}$$

$$ID = 3,068 \text{ in} = 0,07793 \text{ m}$$

**Maka tinggi ruang kosong bawah (H2):**

$$H2 = H1 + (12+18) + OD$$

$$H2 = 38,9665 + (12+18) + 3,5$$

$$H2 = 72,4665 \text{ in}$$

$$H2 = 1,8406 \text{ m}$$

**Tinggi tray**

$$H3 = (\text{Naktual} - 1) \times \text{jarak tray}$$

$$H3 = (19 - 1) \times 0,3$$

$$H3 = 5,4 \text{ m}$$

**Tinggi ruang kosong atas (H4)**

Dirancang tinggi ruang kosong atas (H4)

$$H4 = 1 \text{ m}$$

**Tinggi penutup menara (H5)**

$$H5 = 0,1706 \text{ m}$$

**Tinggi Total**

$$HT = (2 + 2,7084 + 5,4 + 1 + 0,1392) \text{ m}$$

$$HT = 10,4112 \text{ m}$$

---

**RINGKASAN MENARA DISTILASI 2 (MD-02)**

Alat = Menara Distilasi 2  
 Kode = MD-02  
 Tugas = Memurnikan  $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$  87,4% (massa) sebagai recycle.

Kondisi operasi puncak menara

Tekanan = 1,1897 atm  
 Suhu = 359,36 K = 86,21 °C

Kondisi operasi umpan

Tekanan = 1,2052 atm  
 Suhu = 374,67 K = 101,52 °C

Kondisi operasi dasar menara

Tekanan = 1,2207 atm  
 Suhu = 378,33 K = 105,18 °C

Reflux minimum = 6,96789

Reflux = 9,75505

Jumlah plate minimum = 6,40964

Jumlah plate ideal = 14

Jumlah plate aktual = 18 (Tidak termasuk reboiler)

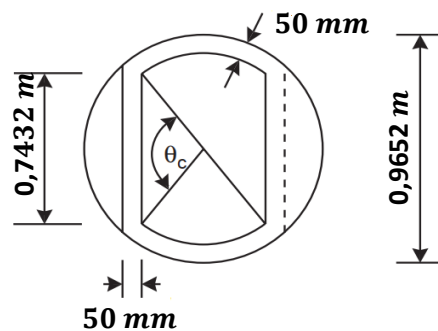
Diameter dalam menara = 0,7525 m

Diameter luar menara = 0,7620 m

Tinggi total menara = 10,4112 m

Material menara = *Carbon steel*

Spesifikasi plate :



Jenis plate = Sieve tray

Diameter lubang = 5 mm

Hole pitch = 12,75 mm

Jumlah lubang aktif = 1767 lubang

Plate Thickness = 5 mm

Jarak antar plate = 0,3 m

Pressure drop per plate = 174,3617 Pa/plate = 0,001721 atm/plate

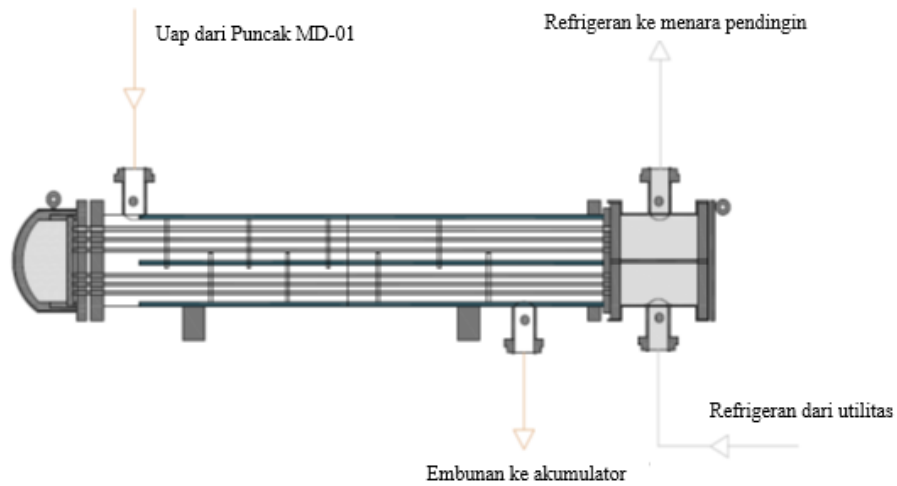
---

**KONDENSOR (CD-01)**

Tugas : Mengembunkan total uap yang keluar puncak menara distilasi MD-01 dengan media pendingin air

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung (*Shell and Tube Heat Exchanger*)

Sketsa permasalahan :



Data:

Uap dari puncak menara MD-01

Suhu masuk,  $T_1$  : 58,80 C = 331,95 K

Suhu keluar,  $T_2$  : 58,52 C = 331,67 K

Tekanan : 1,076 atm = 817,88 mmHg

Komposisi Distilat (D)

Komponen	BM (kg/kmol)	kmol/jam	fraksi mol	fraksi massa	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	58,08	65,9721	0,99	0,9917	3831,6622
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	60,10	0,5320	0,01	0,0083	31,9731
Total		66,5042	1,000	1,000	3863,6353

Komposisi fase uap keluar MD-01 (V1)

Komponen	$y_i$	kmol/jam	BM	kg/jam	fraksi massa
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,99	81,0937	58,08	4709,9200	0,9917
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,01	0,6540	60,10	39,3017	0,0083
Total	1,000	81,7476		4749,2216	1,000

Komposisi fase cair kembali ke MD-01 (L0)

Komponen	yi	kmol/jam	BM	kg/jam	fraksi massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,99	878,26	58,08	878,2577	0,9917
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,01	7,33	60,10	7,3286	0,0083
Total	1,00	885,5863		885,5863	1,000

**Data:**

### Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	28,5884	-2,469E+03	-7,351E+00	2,803E-10	2,736E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	38,2363	-3,551E+03	-1,003E+01	-3,474E-10	1,737E-06
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,152E+03	-7,304E+00	2,425E-09	1,809E-06

### Kapasitas Panas Fase Gas

Diperoleh dari persamaan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

(kJ/kmolK)

Data konstanta A, B, C, D, E

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	3,59E+01	2,02E-02	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	2,55E+01	9,39E-02	1,87E-04	-2,16E-07	6,32E-11
H <sub>2</sub> O	3,39E+01	2,12E-01	5,35E-05	-1,47E-07	4,94E-11

### Viskositas fase gas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

dengan hubungan :

$\mu_{\text{gas}}$  : viskositas gas [ kg/m.s ]

A, B, C : konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Data konstanta A, B, C

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999

Komponen	A	B	C
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-4,06E-07	2,67E-08	-5,7E-13
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-1,09E-06	3,09E-08	-4,81E-12
H <sub>2</sub> O	-3,68E-06	4,29E-08	-1,62E-12

### Konduktivitas thermal fase gas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999

$k_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$

dengan hubungan :

$k_{\text{gas}}$  : konduktivitas thermal fase gas [ J/s.m.K ]

A, B, C : konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Data konstanta A, B, C

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999

Komponen	A	B	C
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-0,00084	8,75E-06	1,1E-07
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,07775	-3,60E-04	5,76E-07
H <sub>2</sub> O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

### Enthalpy of Vaporization

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999

$$HVAP = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \quad (\text{kJ/mol})$$

Dengan hubungan :

A, B, C, D, dan E : konstanta

h<sub>vap</sub> : Enthalpy penguapan [ kJ /mol ]

Tr : Suhu tereduksi = T / T<sub>c</sub>

T : Suhu operasi [ K ]

T<sub>c</sub> : Suhu kritis [ K ]



Data konstanta A, Tc, n

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	Tc	n
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	49,244	508,2	0,481
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	58,982	508,31	0,326
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321

### Dew Point

Komponen	Zf	Puap	Ki=Pi/Pcond	xi=yi/Ki
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,99	8,311E+02	1,02E+00	9,76E-01
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,01	275,752615	3,37E-01	2,37E-02
Total	1,00	1106,83085	1,35329902	1,00

$$T_{dew} = 331,95 \text{ K} = 58,80 \text{ C}$$

### Bubble Point

Komponen	Zf	Puap	Ki=Pi/Pcond	yi=xi.Ki
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,99	8,2337E+02	1,01E+00	9,97E-01
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,01	2,7221E+02	3,33E-01	3,33E-03
Total	1,00	1,0956E+03	1,3395E+00	1,0000

$$T_{bubble} = 331,67 \text{ K} = 58,52 \text{ C}$$

### Langkah perhitungan

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor dalam tabung , selongsong dan gabungan
8. Faktor pengotoran
9. Penurunan tekanan

**1. Beban Panas**

Dihitung dengan persamaan:

$$Q_t = Q_s + Q_l$$

dengan hubungan :

$Q_t$  : Beban panas total [ kJ /jam ]

$Q_s$ : Beban panas untuk menurunkan suhu [ kJ /jam ]

$Q_l$ : Beban panas laten untuk pengembunan [ kJ/jam ]

a. Beban panas untuk menurunkan suhu

$$Q_s = \sum v_{mass_i} \times c_{pv_i} \times (T_2 - T_1)$$

Keterangan:

$c_{pv_i}$  : Kapasitas panas masing-masing komponen [ kJ /kmol K ]

$v_{mass_i}$  : Kecepatan masing<sup>2</sup> komponen uap masuk kondensor [kmol /jam]

$T_1$  : Suhu fluida dingin masuk [ K ]

$T_2$  : Suhu fluida dingin keluar [ K ]

$$\text{untuk } T_1 = 331,95 \text{ K}$$

$$T_2 = 331,67 \text{ K}$$

suhu fluida dingin rerata :  $T_{av} = (T_1 + T_2) / 2$

$$T_{av} = \frac{331,95 + 331,67}{2} = 331,81 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	cpv dT	$v_{mass} \times c_{pv} \times dT$
$(CH_3)_2CO$	81,0937	10,9138	885,0440
$(CH_3)_2CHOH$	0,6540	19,4240	12,7030
Total	81,7476		897,7469

$$Q_s = 897,7469 \text{ kJ/jam}$$

b. Beban panas untuk pengembunan

$$Q_v = \sum v_i \times h_{vap_i}$$

Keterangan:

$h_{vap_i}$  : Panas laten pengembunan masing-masing komponen [ kJ/mol ]

$v_i$  : kecepatan masing-masing komponen dalam fase uap [ kmol/jam ]

Komponen	v (kmol/jam)	h <sub>vap</sub> (kJ/kmol)	$v \times h_{vap}$
$(CH_3)_2CO$	81,0937	29589,4604	2399517,7384
$(CH_3)_2CHOH$	0,6540	41768,3021	27315,6825
Total	71439,5102		2426833,4209

$$Q_v = 2426833,4209 \text{ kJ/jam}$$



#### 4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, McGraw Hill (2008), table 12.1, page 797.

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	$U$ (W/m <sup>2</sup> C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Nilai  $U_d$  berkisar antara 700 W /m<sup>2</sup>K sampai 1000 W /m<sup>2</sup>K

$$\begin{aligned} \text{Dicoba : } U_d &= 750 \text{ J/m}^2\text{sK} \\ &= 750 \text{ J/m}^2\text{sK} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}} = 0,75 \text{ kJ/m}^2\text{sK} \end{aligned}$$

**5. Alat penukar kalor standart****a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan**

Dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [ m<sup>2</sup> ]

Q<sub>t</sub> : Beban panas total [ kJ /s ]

U<sub>d</sub> : Koefisien perpindahan kalor gabungan [ kJ /m<sup>2</sup> sK ]

Δt : Beda suhu rerata [ K ]

$$A = \frac{2427731,17 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600\text{s}]}{0,8 \text{ kJ/m}^2\text{sK} \times 16,77 \text{ K}} = 53,606 \text{ m}^2$$

Luas perpindahan kalor > 10 m<sup>2</sup>, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah penukar kalor shell and tube (*shell and tube heat exchanger*).

**b. Route Fluida**

Tube side : cold fluid (water)

Shell side : hot fluid ((CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CO dan (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CHOH)

**Kecepatan umpan dan pendingin**

Kecepatan umpan masuk : 4749,2216 kg/jam

Kecepatan pendingin : 29049,8822 kg/jam

## 6. Pemilihan Pipa

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

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. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.433
	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
3/4	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
1	18	0.049	0.652	0.334	0.2618	0.1707	0.401
	8	0.165	0.670	0.355		0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1813	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
1 1/4	17	0.058	0.884	0.613	0.3271	0.2314	0.639
	18	0.049	0.902	0.639		0.2361	0.545
	8	0.165	0.920	0.665		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
1 1/2	14	0.083	1.08	0.923	0.3925	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
	8	0.165	1.17	1.075		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	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

Dipilih 3/4 " OD , 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

Diameter luar tabung [Od]	:	0,7500	in × [0,0254 m/in]	=	0,0191	m
Diameter dalam tabung [Id]	:	0,5840	in × [0,0254 m/in]	=	0,0148	m
Luas area per tube [At]	:	0,2680	in <sup>2</sup> × [0,0254 m <sup>2</sup> /in] <sup>2</sup>	=	0,0002	m <sup>2</sup>
Luas Outside [Ao]	:	0,1963	ft <sup>2</sup> /ft × [0,3048 m <sup>2</sup> /m]	=	0,0598	m

Panjang tabung :

Panjang tabung standart , 6 ft , 8 ft,10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Towler dan Sinnott ,Chemical Engineering Design Principles , Mc Graw Hill  
New York, 2008, halaman 805

Dipilih panjang tabung  $L = 16 \text{ ft} = 4,8768 \text{ m}$

- a. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$\begin{aligned} nt &= \frac{53,6059 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,8768 \text{ m}} \\ &= 183,713945 \end{aligned}$$

- b. Alat penukar kalor standar

Dipilih dari tabel 10-10A, Ludwig, E.E., hal 49

**Table 10-10A**  
**Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger  $3/4$ -in.**  
**O.D. Tubes on  $15/16$ -in. Triangular Pitch**

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih:

$$\text{Diameter selongsong [Ids]} = 16 \text{ in} = 0,4064 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah tabung [nt]} = 187$$

$$\text{Pass tabung [np]} = 1$$

$$\text{Susunan} = 3/4" \text{ pada } 15/16" \text{ Triangular Pitch}$$

$$\text{Pitch} = 0,9375 \text{ in} = 0,0238 \text{ m}$$

Diameter ekuivalen [De]

$$d_e = \frac{4 \times (\frac{1}{2}P_T \times 0.86P_T - \frac{1}{2}\pi d_0^2/4)}{\frac{1}{2}\pi d_0} \text{ in.} \quad \text{Persamaan (7.5) Kern, 1950}$$

$$De = 0,53319 \text{ in} = 0,0135 \text{ m}$$

c. Luas perpindahan kalor standar terkoreksi

$$A = nt \times a'' \times L$$

$$= 187 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 4,8768 \text{ m}$$

$$= 54,5647 \text{ m}^2$$

d. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{2427731,1678 \text{ kJ/jam}}{54,5647 \text{ m}^2 \times 16,77 \text{ K}}$$

$$= 2652,5543 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} = 0,736821 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$$

## 7. Koefisien perpindahan kalor dalam shell, tube, dan gabungan

- Shell (Fluida Panas)

a. Menghitung luas aliran

Dihitung dengan persamaan

$$as = \frac{Ids B C'}{\text{Pitch}}$$

$$as = \text{Luas aliran [m}^2\text{]}$$

$$B = \text{Jarak antar baffle [m]}$$

$$C' = \text{Clearance [m]}$$

$$\text{Pitch} = \text{Pitch [m]}$$

$$B = \frac{Ids}{4} = \frac{0,4064 \text{ m}}{4} = 0,1016 \text{ m}$$



$$\begin{aligned}
 C' &= \text{Pitch} - \text{OD} \\
 &= 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0048 \text{ m} \\
 \\
 \text{as} &= \frac{0,4064 \text{ m} \times 0,1016 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}} \\
 &= 0,0083 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

b. Menghitung fluks massa

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{\text{kec. massa fluida panas}}{\text{as}} \\
 G_s &= \frac{29049,88219 \text{ kg/jam}}{0,0083 \text{ m}^2} \\
 &= 3517766,207 \text{ kg/jam.m}^2
 \end{aligned}$$

c. Sifat fisis fase gas

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 331,95 \text{ K} \\
 T_2 &= 331,67 \text{ K} \\
 T_{\text{av}} &= 331,81 \text{ K} \\
 P &= 1,076 \text{ atm} = 109,0412 \text{ kPa}
 \end{aligned}$$

#### Konduktivitas termal

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth	yi.kth.BM <sup>1/3</sup>	yi.BM <sup>1/3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	81,094	0,992	0,0138	0,0531	3,8417
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	0,654	0,008	0,0217	0,0007	0,0313
Total		81,748	1	0,035	0,0538	3,8730

$$\begin{aligned}
 k_{\text{thav}} &= 0,01388 \text{ J/s.m.K} \\
 &= 0,0500 \text{ kJ/jam.m.K}
 \end{aligned}$$

#### Densitas

Komponen	BM	kmol/jam	yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	81,094	0,992
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	0,654	0,008
Total		81,748	1

$$\begin{aligned}
 \text{BM}_{\text{mix}} &= 58,0961 \text{ kg/kmol} \\
 R &= 8,314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K}
 \end{aligned}$$

$$\rho_v = \frac{\text{BM}_{\text{mix}} \times P}{R \times T} = 2,2963 \text{ kg/m}^3$$

**Viskositas**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	miu	miu.yi.BM <sup>0,5</sup>	yi.BM <sup>0,5</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	81,094	0,992	8,38E-06	6,33E-05	7,5601
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	0,654	0,008	8,63E-06	5,35E-07	0,0620
Total		81,748	1	1,70E-05	6,39E-05	7,62E+00

$$\text{miuav} = \frac{6,386E-05}{7,6221} = 8E-06 \quad \text{cp} = \frac{8E-09}{3E-05} \text{ kg/m.s} = 3E-05 \text{ kg/m.jam}$$

**Kapasitas panas**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp	cp.yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	81,094	0,992	3,5918E+01	3,5631E+01
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	0,654	0,008	2,5535E+01	2,0428E-01
Total		81,748	1	6,1453E+01	3,5835E+01

$$\text{Cp} = 35,8349 \text{ kJ/kmol.K} \times \frac{1}{58,096 \text{ kg/kmol}}$$

$$\begin{aligned} \text{kth campuran} &= 0,0500 \text{ kJ/jam.m.K} \\ \rho \text{ campuran} &= 2,2963 \text{ kg/m}^3 \\ \text{cp campuran} &= 35,8349 \text{ kJ/kg.K} \\ \mu \text{ campuran} &= 0,00003 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

## d. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\text{Gs} \times \text{Ids}}{\text{miuav}} \\ &= \frac{3517766,21 \text{ kg/jam.m}^2 \times 0,4064 \text{ m}}{0,653981 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 2186026,578 \end{aligned}$$

## e. Bilangan Prandl

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \frac{\text{Cp} \times \text{miuav}}{\text{kthav}} \\ &= \frac{35,8349 \text{ kJ/kg.K} \times 0,000030 \text{ kg/m.jam}}{0,0500 \text{ kJ/jam.m.K}} \\ &= 0,0216 \end{aligned}$$

f. Mencari  $h_o$

$$h_o = 0,36 \times \frac{k_{thav}}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,05 \text{ kJ/jam.m.K}}{0,0135 \text{ m}} \times 2186026,6^{0,8} \times 0,0216^{1/3}$$

$$h_o = 43659,6476 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

● Tube (Fluida Dingin)

a. Luas aliran

$$a_t = \frac{n_t a_t'}{n_p}$$

$$a_t = \frac{187 \times 0,0002 \text{ m}^2}{1} = 0,0323 \text{ m}^2$$

b. Fluks massa

$$G_t = \frac{\text{kecepatan massa pendingin}}{a_t}$$

$$G_t = \frac{29049,8822 \text{ kg/jam}}{0,0323 \text{ m}^2} = 898463,713 \text{ kg/jam.m}^2$$

$$= 249,5733 \text{ kg/s.m}^2$$

c. Kecepatan linier

$$v_{lin} = \frac{G_t}{\rho l}$$

$$= \frac{898463,7133 \text{ kg/jam.m}^2}{1013,6381 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 886,3752 \text{ m/jam} = 0,2462 \text{ m/s}$$

d. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Id G_t}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0148 \text{ m} \times 898463,713 \text{ kg/jam.m}^2}{2,4636 \text{ kg/m.jam}}$$

$$= 5409,642234$$

- e. Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 \text{ tav}) v_{lin}^{0.8}}{I_d^{0.2}} \quad (\text{Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827})$$

Dengan hubungan:

$I_d$  : diameter dalam [m]

$h_i$  : koefisien transfer panas dalam tabung [ $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}$ ]

tav : suhu rerata [K]

$v_{lin}$  : kecepatan linear [m/s]

$$h_i = \frac{4,2 \left[ 1,35 + 0,02 \times 313,15 \right] 0,2462^{0,8}}{0,0148^{0,2}}$$

$$\begin{aligned} h_i &= 10,4197 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\ &= 37511,0915 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= \frac{h_i \times I_d}{O_d} \\ &= \frac{37511,0915 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 0,0148 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \\ &= 29208,6366 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{29208,6366 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 43659,6476 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}}{29208,6366 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} + 43659,6476 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \\ &= 17500,6012 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

## 8. Faktor pengotor

$$R_d = \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c}$$

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{1}{2652,5543 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} - \frac{1}{17500,6012 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \\ &= 0,000319854 \text{ m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K/kJ} = 1,1515 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ} \end{aligned}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_d \text{ min} = 0,003 \text{ ft}^2 \cdot \text{h}^{\circ}\text{F}/\text{BTU} = 0,52833 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

$R_d$  terhitung >  $R_d$  minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

## 9. Penurunan tekanan

- Shell (Fluida dingin)

- a. Faktor Friksi

Dihitung dengan persamaan:

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Re}^{0.42}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{2186026,6^{0.42}}$$

$$f = 0,0041$$

- b. Penurunan Tekanan

Dihitung dengan persamaan:

$$\Delta P_s = \frac{f (N + 1) G_s^2 I_{ds}}{2 \rho_f D_e}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

I<sub>ds</sub> : diameter dalam *shell* (m)

G<sub>s</sub> : Flux massa [kg/m<sup>2</sup>.s]

D<sub>e</sub> : diameter ekuivalen [m]

N : jumlah pass tabung

ρ<sub>f</sub> : densitas fluida (kg/m<sup>3</sup>)

ΔP<sub>s</sub> : Penurunan tekanan dalam shell [kg/ms<sup>2</sup>=Pa]

$$\Delta P_s = \frac{0,0041 \times (1 + 1) \times 249,5733^2 \times 0,4064}{2 \times 2,30 \times 0,0135}$$

$$\Delta P_s = 3316,1084 \text{ Pa} = 0,4811 \text{ psi}$$

$$\Delta P_s \text{ max} = 2 \text{ psi}$$

ΔP<sub>s</sub> < ΔP<sub>s</sub> max, maka alat ini layak untuk digunakan.

- Tube (Fluida panas)

- a. Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{45307,70502^{0,32}}$$

$$f = 0,0094$$

- b. Penurunan tekanan  
Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho_{air} I d}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

Gt : Flux massa [ $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ ]

Id : diameter dalam tabung [m]

np : jumlah pass tabung

$\Delta P_t$  : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0094 \times 249,5733^2 \times 4,8768 \times 1}{2 \times 1013,6381 \times 0,0148}$$

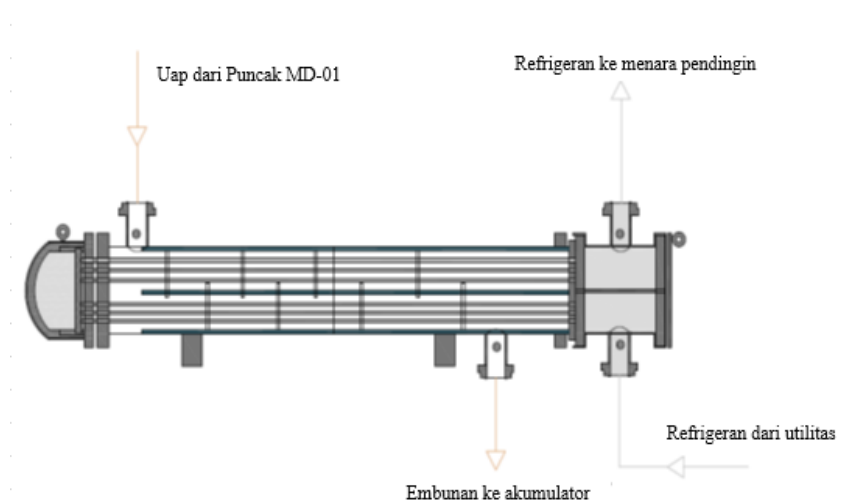
$$\Delta P_t = 379,2135 \text{ Pa} = 0,0550 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t\text{max}} = 5 \text{ psi}$$

$\Delta P_t \leq \Delta P_t$  maksimum, alat penukar kalor yang dipilih dapat dipakai.

### RINGKASAN CONDENSOR 1 (CD-01)

Alat : Condensor 1  
 Kode : CD-01  
 Tugas : Mengembunkan total uap yang berasal dari puncak MD-01  
 Jenis Alat : Shell and Tube Heat Exchanger  
 Sketsa :



Kondisi Operasi :

P	=	1,0762	atm	=	817,8760	mmHg
T1	=	58,80	°C	=	331,95	K
T2	=	58,52	°C	=	331,67	K

Ukuran Alat :

Ids	=	16	in	=	0,4064	m
Panjang tube	=	16,00	ft	=	4,8768	m
Luas perpindahan kalor	=	54,56	m <sup>2</sup>			
Beban panas (Qt)	=	2427731,1678	kJ/jam	=	2301036,1191	BTU/jam

Media Pendingin :

Jenis	=	Air
Suhu masuk	=	30 °C = 303 K
Suhu keluar	=	50 °C = 323,15 K
Massa air yang diperlukan	=	29049,8822 kg/jam

## Koefisien Perpindahan Panas:

ho	=	43659,6476	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
hio	=	29208,6366	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Uc	=	17500,6012	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Ud	=	2652,5543	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Rd terhitung	=	1,1515	$\text{m}^2.\text{s.K/kJ}$
Rd minimum	=	0,529	$\text{m}^2.\text{s.K/kJ}$
Pressure drop shell	=	0,4811	psi
Pressure drop tube	=	0,0550	psi

## Neraca Massa Condensor :

## Komposisi Fase Uap Masuk Condensor (V1):

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,9920	81,0937	58,080	4709,9200
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0080	0,6540	60,096	39,3017
Total	1,0000	81,7476		4749,2216

## Komposisi Fase Cair Keluar sebagai Distilat (D)

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,9920	65,9721	58,080	3831,6622
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0080	0,5320	60,096	31,9731
Total	1,0000	66,5042		3863,6353

## Komposisi Fase Cair kembali ke MD-01 (L0)

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,9917	878,2577	58,080	51009,2095
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0083	7,3286	60,096	440,4178
Total	1,0000	885,5863		51449,6272

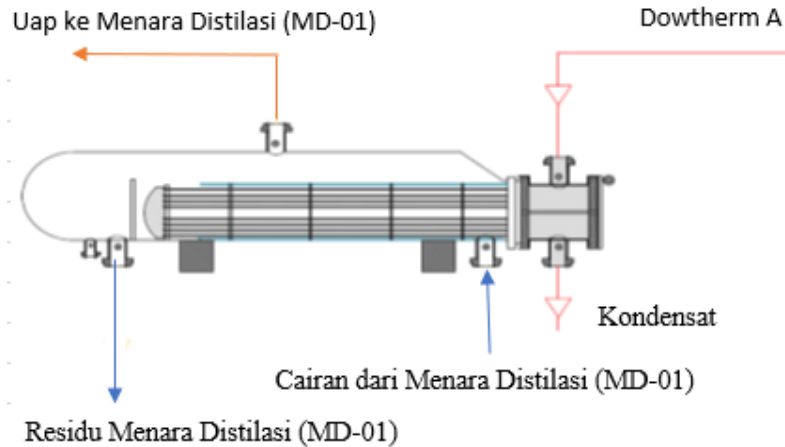


**REBOILER 1 (RB-01)**

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara distilasi MD-01

Jenis alat : Ketel Reboiler

Sketsa :



Komposisi fase cair masuk reboiler (L1):

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,03396	4,11441	58,08	238,96476
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,17080	20,69494	60,096	1243,68333
$\text{H}_2\text{O}$	0,79525	96,35850	18,015	1735,89830
Total	1,00000	121,1678		3218,54639

Komposisi fase cair keluar reboiler (B)

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,01351	0,53203	58,08	30,90050
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,11740	4,62277	60,096	277,81024
$\text{H}_2\text{O}$	0,86909	34,22248	18,015	616,51790
Total	1,00000	39,3773		925,22865

Komposisi fase gas keluar reboiler (Vo)

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,04382	3,58237	58,08	208,06426
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,19661	16,07217	60,096	965,87309
$\text{H}_2\text{O}$	0,76010	62,13602	18,015	1119,38040
Total	1,00	81,7906		2293,31774

**Suhu masuk reboiler (T1)**

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh  $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

$$T_{\text{didih}} = 101,51 \text{ } ^\circ\text{C} = 374,66 \text{ K}$$

$$P_{\text{total}} = 1,20522 \text{ atm} = 915,96361 \text{ mmHg}$$

Komponen	x1	Puap (mmHg)	ki = Puap/Ptotal	yi = ki.xi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,03396	2908,59909	0,31492	0,01069
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,17080	1531,78293	0,59797	0,10213
H <sub>2</sub> O	0,79525	801,42076	1,14292	0,90891
Total	1,00000			1,0

**Suhu keluar reboiler (T2)**

$$\text{Suhu keluar reboiler (T2)} = 101,52 \text{ } ^\circ\text{C} = 374,67 \text{ K}$$

**Konduktivitas thermal fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} k_{\text{liq}} = A + B [1-T/C]^{2/7} \quad (\text{Organik})$$

$$k = A + B T + C T^2 \quad (\text{Anorganik})$$

k<sub>liq</sub> : konduktivitas thermal fase cair [W/m.K]

A, B, C : konstanta

T : Suhu Operasi [K]

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-1,3857	0,7643	508,2
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-1,3721	0,658	508,31
H <sub>2</sub> O	-0,2758	0,00461	-5,5319E-06

**Viskositas fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{\text{liq}} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{\text{liq}}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-7,213E+00	9,031E+02	1,839E-02	-2,035E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Kapasitas Panas Fase Cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

(kJ/kmolK)

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4,69E+01	6,27E-01	-2,1E-03	2,96E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	7,25E+01	7,96E-01	-2,63E-03	3,65E-06
H <sub>2</sub> O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

**Enthalpy of Vaporization**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$H_{vap} = A \cdot (1 - T/T_c)^n$$

(kJ/mol)

Data konstanta A, T<sub>c</sub>, n

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	T <sub>c</sub>	n
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	49,244	508,2	0,481
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	58,982	508,31	0,326
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321

**Langkah perhitungan**

- 1 . Beban panas
- 2 . Media pemanas
- 3 . Beda suhu rerata
- 4 . Koefisien perpindahan kalor
- 5 . Alat penukar kalor
- 6 . Route fluida
- 7 . Koefisien perpindahan kalor hi , hio , ho dan Uc
- 8 . Faktor pengotoran
- 9 . Penurunan tekanan

**1. Beban Panas**

Dihitung dengan persamaan:

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

dengan hubungan :

$Q_s$ : Beban panas untuk menaikkan suhu [ kJ /jam ]

$Q_t$  : Beban panas total [ kJ /jam ]

$Q_v$ : Beban panas untuk penguapan [ kJ/jam ]

a. Beban panas untuk menaikkan suhu

$$Q_s = \sum L_{mass_i} \times c_{p_i} \times (T_2 - T_1)$$

Keterangan:

$c_{p_i}$  : Kapasitas panas masing2 komponen [ kJ /kg K ]

$L_{mass_i}$  : Kecepatan masing2 komponen cairan masuk reboiler [ kg /jam ]

$T_1$  : Suhu fluida dingin masuk [ K ]

$T_2$  : Suhu fluida dingin keluar [ K ]

untuk  $T_1 = 374,66$  K

$T_2 = 374,67$  K

$$\begin{aligned} \text{suhu fluida dingin rerata : } T_{av} &= (T_1 + T_2) / 2 = \frac{374,66 + 374,67}{2} \\ &= 374,66 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	kmol/jam	cpl dT	Lmass cpl dT
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4,1144	1,0875	4,4746
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	20,6949	1,4394	29,7888
H <sub>2</sub> O	96,3585	0,5639	54,3365
Total	124,2587		88,5999

$$Q_s = 88,5999 \text{ kJ/jam}$$

b. Beban panas untuk penguapan

$$Q_v = \sum v_{mass_i} \times h_{vap_i}$$

Keterangan:

$h_{vap_i}$  : Panas laten penguapan masing<sup>2</sup> komponen [ kJ/kg ]

$v_{mass_i}$  : kecepatan massa masing<sup>2</sup> komponen dalam fase uap [ kg/jam ]

Komponen	kmol/jam	hvap (kJ/kmol)	vmass × hvap
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	3,5824	25891,8979	92754,4500
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	16,0722	38157,8138	613278,8432
H <sub>2</sub> O	62,1360	39432,3694	2450170,4887
Total	103563,8716		3156203,7818

$$Q_v = 3156203,7818 \text{ kJ/jam}$$

c. Beban panas total

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_s + Q_v \\ &= 88,5999 \text{ kJ/jam} + 3156203,7818 \text{ kJ/jam} \\ &= 3156292,3818 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

## 2. Media Pemanas

Sebagai media pemanas dipakai dowtherm A cair

Data Dowtherm A diperoleh dari Richard L. Moore, "Implementation of DOWTHERM A Properties into RELAP5-3D/ATHENA", 2010.

$$\text{Suhu masuk [t1]} = 261 \text{ }^\circ\text{C} = 534,1422 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar [t2]} = 161,3 \text{ }^\circ\text{C} = 434,4409 \text{ K}$$

$$\text{T average} = 484,2915 \text{ K}$$

$$\text{Rapat massa } [\rho] = 896,6308 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas } [\mu] = 3,61\text{E-}04 \text{ kg/m.s} = 1,30\text{E+}00 \text{ kg/m.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Cp Dowtherm} &= (-2363,4842 + (39,461021 * T) - (1,7024546\text{e-}01 * T^2) + \\ &\quad (3,903868\text{e-}04 * T^3) + (-4,421524\text{e-}07 * T^4) + (1,9792489\text{e-} \\ &\quad 11 * T^5)) / 1000 \text{ [kJ/kg.K]} \end{aligned}$$

Massa dowtherm yang digunakan

$$W_p = 15000 \text{ kg/jam}$$

## 3. Beda suhu rerata

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	434,44	534,14	59,78
Dingin	374,66	374,67	159,47

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{159,47 - 59,78}{\ln \frac{159,47}{59,78}} \\ &= 101,60 \text{ K} \end{aligned}$$

#### 4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan tabel 8 Kern hal 840

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500‡
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250–500‡
Light organics	Light organics	40–75
Medium organics	Medium organics	20–60
Heavy organics	Heavy organics	10–40
Heavy organics	Light organics	30–60
Light organics	Heavy organics	10–40

\* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } U_d &= 55 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F} \\ &1124,2973 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

#### 5. Alat penukar kalor standar

- a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [ $\text{m}^2$ ]

$Q_t$  : Beban panas [ $\text{kJ/jam}$ ]

$U_d$  : Koefisien perpindahan kalor design [ $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}$ ]

$\Delta t$  : Beda suhu rerata [ $\text{K}$ ]

$$\begin{aligned} A &= \frac{3156292,3818 \text{ kJ/jam}}{1124,2973 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 101,60 \text{ K}} \\ &= 27,6303 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

b. Ukuran tabung

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

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. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.433
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0574	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
3/4	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	0.722
	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		
1 1/4	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		
1 1/2	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		

Dipilih 3/4 " OD , 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

$$\text{Diameter luar tabung [Od]} : 0,7500 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung [Id]} : 0,5840 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0148 \text{ m}$$

$$\text{Luas area per tube [At]} : 0,2680 \text{ in}^2 \times [0,0254 \text{ m/in}]^2 = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Outside [Ao]} : 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times [0,3048 \text{ m}^2/\text{m}] = 0,0598 \text{ m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart , 6 ft , 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Towler dan Sinnott ,Chemical Engineering Design Principles , Mc Graw Hill  
New York, 2008, halaman 805

$$\text{Dipilih panjang tabung } L = 12 \text{ ft} = 3,6576 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$\begin{aligned} nt &= \frac{27,6303 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m}} \\ &= 126,2565 \end{aligned}$$

d. Alat penukar kalor standar

Dipilih dari tabel 10-10A, Ludwig, E.E., hal 49

**Table 10-10A**  
**Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger  $3/4$ -in.**  
**O.D. Tubes on  $15/16$ -in. Triangular Pitch**

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih:

Diameter selongsong [Ids] = 14 in = 0,3556 m

Jumlah tabung [nt] = 130

Pass tabung [np] = 1



$$\begin{aligned}
 \text{Susunan} &= 3/4" \text{ pada } 15/16" \text{ Triangular Pitch} \\
 \text{Pitch} &= 0,9375 \text{ in} = 0,0238 \text{ m} \\
 \text{Diameter ekuivalen [De]} &= 0,55 \text{ in (Fig 28, Kern, D.Q)} \\
 &= 0,01397 \text{ m}
 \end{aligned}$$

e. Luas perpindahan kalor standar terkoreksi

$$\begin{aligned}
 A &= n t \times a'' \times L \\
 &= 130 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m} \\
 &= 28,4495 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

f. Koefisien perpindahan kalor standar

$$\begin{aligned}
 U_d &= \frac{Q_t}{A \Delta t} \\
 U_d &= \frac{3156292,3818 \text{ kJ/jam}}{28,4495 \text{ m}^2 \times 101,60 \text{ K}} \\
 &= 1091,9215 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

## 6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam tabung dan fluida dingin dialirkan dalam selongsong

## 7. Koefisien perpindahan kalor dalam tube, shell, dan gabungan

- Shell (Fluida Dingin)

a. Menghitung luas aliran

Dihitung dengan persamaan

$$a_s = \frac{I_{ds} B C'}{\text{Pitch}}$$

$$\begin{aligned}
 a_s &= \text{Luas aliran [m}^2\text{]} \\
 B &= \text{Jarak antar baffle [m]} \\
 C' &= \text{Clearance [m]} \\
 \text{Pitch} &= \text{Pitch [m]}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{I_{ds}}{4} = \frac{0,3556 \text{ m}}{4} \\
 &= 0,0889 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C' &= \text{Pitch} - \text{OD} \\
 &= 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$as = \frac{0,3556 \text{ m} \times 0,0889 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}}$$

$$= 0,0063 \text{ m}^2$$

b. Menghitung fluks massa

$$Gs = \frac{\text{kec. massa fluida dingin}}{as}$$

$$Gs = \frac{3218,54639 \text{ kg/jam}}{0,0063 \text{ m}^2}$$

$$= 509056,8243 \text{ kg/jam.m}^2$$

c. Sifat fisis fase cair

$$T1 = 374,66 \text{ K}$$

$$T2 = 374,67 \text{ K}$$

$$Tav = 374,664 \text{ K}$$

#### Konduktivitas termal

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth (J/s.m.K)	yi.kth.BM <sup>1/3</sup>	yi.BM <sup>1/3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	4,1144	0,034	0,0653	0,0086	0,1315
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	20,6949	0,171	0,0632	0,0423	0,6690
H <sub>2</sub> O	18,02	96,3585	0,795	0,676	1,4085	2,0847
Total		121,1678	1	0,804	1,4594	2,8852

$$kthav = 0,5058 \text{ J/s.m.K}$$

$$= 1,8209 \text{ kJ/jam.m.K}$$

#### Viskositas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	miu (cp)	miu.yi.BM <sup>0,5</sup>	yi.BM <sup>0,5</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	4,1144	0,034	1,69E-01	4,38E-02	0,2588
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	20,6949	0,171	3,06E-01	4,05E-01	1,324
H <sub>2</sub> O	18,02	96,3585	0,795	2,74E-01	9,26E-01	3,3754
Total		121,1678	1	0,749213	1,3742	4,9582

$$miuav = 0,2772 \text{ cP}$$

$$= 0,997789 \text{ kg/m.jam}$$

**Kapasitas panas**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp (kJ/kmol.K)	cp.yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	4,1144	0,034	1,4577E+02	4,9498E+00
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	20,6949	0,171	1,9293E+02	3,2952E+01
H <sub>2</sub> O	18,02	96,3585	0,795	7,5582E+01	6,0106E+01
Total		121,1678	1	4,1428E+02	9,8008E+01

$$C_p = 98,0081 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$BM_{camp} = 26,5627 \text{ kg/kmol}$$

$$C_{pav} = 3,6897 \text{ kJ/kg.K}$$

## d. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{G_s \times Id_s}{\mu_{uav}} \\ &= \frac{509056,8243 \text{ kg/jam.m}^2 \times 0,3556 \text{ m}}{0,997789 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 181421,6587 \end{aligned}$$

## e. Bilangan Prandl

$$\begin{aligned} Pr &= \frac{C_p \times \mu_{uav}}{k_{thav}} \\ &= \frac{3,6897 \text{ kJ/kg.K} \times 0,997789 \text{ kg/m.jam}}{1,8209 \text{ kJ/jam.m.K}} \\ &= 2,0218 \end{aligned}$$

## f. Mencari ho

$$\begin{aligned} h_o &= 0,36 \times \frac{k_{thav}}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3} \\ h_o &= 0,36 \times \frac{1,8209 \frac{\text{kJ}}{\text{jam.m.K}}}{0,01397 \text{ m}} \times 181421,6587^{0,8} \times 2,0218^{1/3} \\ h_o &= 955563,000039 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

## • Tube (Fluida Panas)

## a. Luas aliran

$$\begin{aligned} at &= \frac{nt \ at'}{np} \\ at &= \frac{130 \times 0,0002 \text{ m}^2}{1} = 0,0225 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

b. Fluks massa

$$G_t = \frac{\text{kec. massa fluida panas}}{\text{as}}$$

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{15000 \text{ kg/jam}}{0,0225 \text{ m}^2} \\ &= 667337,7297 \text{ kg/jam.m}^2 = 185,3716 \text{ kg/s.m}^2 \end{aligned}$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} v_{lin} &= \frac{G_t}{\rho g} \\ &= \frac{667337,7297 \text{ kg/jam.m}^2}{896,6308 \text{ kg/m}^3} \\ &= 744,3 \text{ m/jam} = 0,2067 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{Id G_t}{\mu} \\ Re &= \frac{0,0148 \text{ m} \times 667337,7297 \text{ kg/jam.m}^2}{1,29816 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 7625,421316 \end{aligned}$$

e. Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 \text{ tav}) v_{lin}^{0.8}}{Id^{0.2}}$$

(Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827 )

Dengan hubungan:

Id : diameter dalam [m]

hi : koefisien transfer panas dalam tabung [kJ/m<sup>2</sup>.s.K]

tav : suhu rerata [K]

vlin : kecepatan linear [m/s]

$$h_i = \frac{4,2 \times (1,35 + 0,02 \times 484,2915 \text{ K}) \times 0,2067^{0.8}}{0,0148^{0.2}}$$

$$\begin{aligned} h_i &= 30,4894 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K} \\ &= 109761,7762 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \frac{h_i \times Id}{Od} \\
 &= \frac{109761,7762 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 0,0148 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \\
 &= 85467,8364 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{85467,8364 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 955563,0000 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}}{85467,8364 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} + 955563,0000 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \\
 &= 78450,99235 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

### 8. Faktor pengotor

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 R_d &= \frac{1}{1091,9215 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} - \frac{1}{78450,99235 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \\
 &= 0,00090307 \text{ m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K/kJ} = 3,2511 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_d \text{ min} = 0,002 \text{ ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{°F/BTU} = 0,352219 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat

### 9. Penurunan tekanan

- Shell (Fluida dingin)  
Penurunan tekanan dalam shell diabaikan karena cairan menggenang
- Tube (Fluida panas)
  - a. Faktor friksi  
Dihitung dengan persamaan

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0014 + \frac{0,125}{\text{Re}^{0,32}} \\
 f &= 0,0014 + \frac{0,125}{7240,17961^{0,32}} \\
 f &= 0,0086
 \end{aligned}$$

- b. Penurunan tekanan  
Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_t = \frac{4fGt^2Lnp}{2\rho Id}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

Gt : Flux massa [ $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ ]

Id : diameter dalam tabung [m]

np : jumlah pass tabung

$\Delta P_t$  : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0086 \times (185,3716 \frac{\text{kg}}{\text{s} \cdot \text{m}^2})^2 \times 3,6576 \text{ m} \times 1}{2 \times 896,6308 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0148 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 161,7 \text{ Pa}$$

$$= 0,00160 \text{ atm}$$

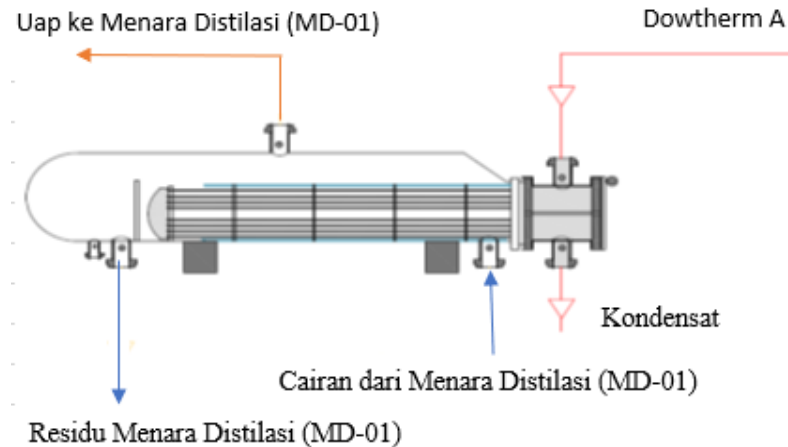
$$\Delta P_{t\text{max}} = 5 \text{ Psi}$$

$$0,3401 \text{ atm}$$

$\Delta P_t \leq \Delta P_t$  maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

### RINGKASAN REBOILER 1 (RB-01)

Alat : Reboiler 1  
 Kode : RB-01  
 Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara distilasi  
 Jenis Alat : Ketel Reboiler  
 Sketsa :



Kondisi Operasi :

$$P = 1,2052 \text{ atm} = 915,9636 \text{ mmHg}$$

$$T_1 = 101,51 \text{ } ^\circ\text{C} = 374,66 \text{ K}$$

$$T_2 = 101,52 \text{ } ^\circ\text{C} = 374,67 \text{ K}$$

Ukuran Alat :

$$\text{Ids} = 14 \text{ in} = 0,3556 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pipa} = 130$$

$$\text{Jumlah pass} = 1$$

$$\text{Susunan pipa} = 3/4" \text{ pada } 15/16" \text{ Triangular Pitch}$$

$$\text{Panjang tube} = 12 \text{ ft} = 3,6576 \text{ m}$$

$$\text{Luas perpindahan kalor standar} = 28,4495 \text{ m}^2$$

$$\text{Beban Panas} = 3156292,3818 \text{ kJ/jam}$$

Media Pemanas :

$$\text{Jenis} = \text{Dowtherm A}$$

$$\text{Suhu masuk} = 261 \text{ } ^\circ\text{C} = 534,1422 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar} = 161,3 \text{ } ^\circ\text{C} = 434,4409 \text{ K}$$

$$\text{Massa dowtherm A yang diperlukan} = 15000 \text{ kg/jam}$$

Koefisien Perpindahan Panas :

ho	=	955563,0000		$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
hio	=	85467,8364		$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Uc	=	78450,99235		$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Ud	=	1091,9215		$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Rd terhitung	=	3,2511		$\text{m}^2.\text{s.K/kJ}$
Rd minimum	=	0,3522		$\text{m}^2.\text{s.K/kJ}$
Pressure drop tube	=	161,6785	Pa =	0,0016 atm

Neraca Massa Reboiler :

Komposisi fase cair masuk reboiler (L1):

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,03396	4,11441	58,08	238,96476
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,17080	20,69494	60,096	1243,68333
$\text{H}_2\text{O}$	0,79525	96,35850	18,015	1735,89830
Total	1,00000	121,1678		3218,54639

Komposisi fase cair keluar reboiler (B)

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,01351	0,53203	58,08	30,90050
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,11740	4,62277	60,096	277,81024
$\text{H}_2\text{O}$	0,86909	34,22248	18,015	616,51790
Total	1,00000	39,3773		925,22865

Komposisi fase gas keluar reboiler (Vo)

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,04382	3,58237	58,08	208,06426
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,19661	16,07217	60,096	965,87309
$\text{H}_2\text{O}$	0,76010	62,13602	18,015	1119,38040
Total	1,00	81,7906		2293,31774

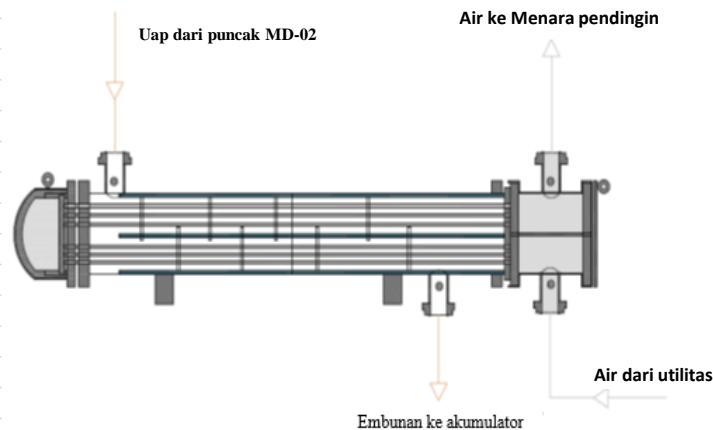


**KONDENSOR (CD-02)**

Tugas : Mengembunkan uap yang keluar puncak menara distilasi MD-02 dengan media pendingin air

Jenis alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung

Sketsa permasalahan :



Data:

Uap dari puncak menara MD-02

Suhu masuk,  $T_1$  :  $86,21\text{ }^{\circ}\text{C} = 359,36\text{ K}$

Suhu keluar,  $T_2$  :  $83,88\text{ }^{\circ}\text{C} = 357,03\text{ K}$

Tekanan :  $1,190\text{ atm} = 904,193\text{ mmHg}$

Komposisi Distilat (D)

Komponen	BM (kg/kmol)	kmol/jam	fraksi mol	fraksi massa	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	58,08	0,5320	0,12	0,1146	30,901
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	60,10	3,9206	0,85	0,8740	235,611
$\text{H}_2\text{O}$	18,02	0,1702	0,04	0,0114	3,066
Total		4,6228	1,000	1,000	269,58

Komposisi fase uap keluar MD-02 (V1)

Komponen	$y_i$	kmol/jam	BM	kg/jam	fraksi massa
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,12	5,7220	58,08	332,336	0,1146
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,85	42,1660	60,10	2534,007	0,8740
$\text{H}_2\text{O}$	0,04	1,8301	18,02	32,970	0,0114
Total	1,00	49,7182		2899,313	1,000

Komposisi fase cair kembali ke MD-02 (L0)

Komponen	yi	kmol/jam	BM	kg/jam	fraksi massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,12	5,1900	58,08	301,436	0,1146
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,85	38,2454	60,10	2298,396	0,8740
H <sub>2</sub> O	0,04	1,6600	18,02	29,904	0,0114
Total	1,00	45,0954		2629,736	1,0000

**Data:**

**Konduktivitas thermal fase gas**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$k = A + B T + C T^2$$

kgas : konduktivitas thermal fase cair [W/m.K]

A, B, C : konstanta

T : Suhu Operasi [K]

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-0,00084	8,75E-06	1,1E-07
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,07775	-3,60E-04	5,76E-07
H <sub>2</sub> O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	28,5884	-2469	-7,351	2,8E-10	2,7E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	38,2363	-3551,3	-10,031	-3E-10	1,7E-06
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4E-09	1,8E-06

**Kapasitas Panas Fase Gas**

Diperoleh dari persamaan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

(kJ/kmolK)

Data konstanta A, B, C, D, E

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	3,6E+01	2,0E-02	-3,9E-05	3,2E-08	-8,8E-12
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	2,6E+01	9,4E-02	1,9E-04	-2,2E-07	6,3E-11
H <sub>2</sub> O	3,4E+01	2,1E-01	5,3E-05	-1,5E-07	4,9E-11

**Viskositas fase gas**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

dengan hubungan :

$\mu_{\text{gas}}$  : viskositas gas [ kg/m.s ]

A, B, C : konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Data konstanta A, B, C

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-4,055E-07	2,666E-08	-5,694E-13
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-1,086E-06	3,087E-08	-4,810E-12
H <sub>2</sub> O	-3,683E-06	4,290E-08	-1,620E-12

**Viskositas fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{\text{liq}} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{\text{liq}}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-7,213E+00	9,031E+02	1,839E-02	-2,035E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Densitas Cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
H <sub>2</sub> O	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Kapasitas Panas Fase Cair**

Diperoleh dari persamaan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

(kJ/kmolK)

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4,69E+01	6,27E-01	-2,1E-03	2,96E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	7,25E+01	7,96E-01	-2,63E-03	3,65E-06
H <sub>2</sub> O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

**Enthalpy of Vaporization**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{HVAP} = A \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n \quad \text{kJ/mol}$$

Dengan hubungan :

A, B, C, D, dan E : konstanta

h<sub>vap</sub> : Enthalpy penguapan [ kJ /kmol ]

Tr : Suhu tereduksi = T / T<sub>c</sub>

T : Suhu operasi [ K ]

T<sub>c</sub> : Suhu kritis [ K ]

Data konstanta A, T<sub>c</sub>, n

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	T <sub>c</sub>	n
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	49,244	508,2	0,481
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	58,982	508,31	0,326
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321

**Dew Point**

Komponen	Zf	Puap	Ki=Pi/Pcond	xi=yi/Ki
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,12	1929,9135	2,13440	0,05392
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,85	878,6769	0,97178	0,87273
H <sub>2</sub> O	0,04	454,6212	0,50279	0,07321
Total	1,00	3263,2117	3,60898	1,000

$$T_{dew} = 359,36 \text{ K} = 86,21 \text{ } ^\circ\text{C}$$

**Bubble Point**

Komponen	Zf	Puap	Ki=Pi/Pcond	yi=xi.Ki
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,12	1806,4288	1,9978	0,2299
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,85	802,9119	0,8880	0,7531
H <sub>2</sub> O	0,04	414,8673	0,4588	0,0169
Total	1,00	3024,2080	3,3446	1,000

$$T_{bubble} = 357,03 \text{ K} = 83,88 \text{ } ^\circ\text{C}$$

**Langkah perhitungan**

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalor dalam tabung , selongsong dan gabungan
8. Faktor pengotoran
9. Penurunan tekanan

**1. Beban Panas**

Dihitung dengan persamaan:

$$Q_t = Q_s + Q_l$$

dengan hubungan :

$Q_t$  : Beban panas total [ kJ /jam ]

$Q_s$ : Beban panas untuk menurunkan suhu [ kJ /jam ]

$Q_l$ : Beban panas laten untuk pengembunan [ kJ/jam ]

a. Beban panas untuk menurunkan suhu

$$Q_s = \sum L_{mass_i} \times c_{pv_i} \times (T_2 - T_1)$$

Keterangan:

$c_{pg_i}$  : Kapasitas panas masing-masing komponen [ kJ /kmol K ]

$v_{mass_i}$ : Kecepatan masing<sup>2</sup> komponen uap masuk kondensor [kmol /jam]

$T_1$  : Suhu fluida dingin masuk [ K ]

$T_2$  : Suhu fluida dingin keluar [ K ]

untuk  $T_1 = 359,36$  K

$T_2 = 357,03$  K

suhu fluida dingin rerata :  $T_{av} = (T_1 + T_2) / 2 =$

$$T_{av} = \frac{359,4 + 357,0}{2} = 358,2 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	cpg dT	$v_{mass} \times c_{pg} \times dT$
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	5,7220	92,3376	528,3600
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	42,1660	173,5806	7319,1971
H <sub>2</sub> O	1,8301	258,8531	473,7383
Total	49,7182		8321,2955

$$Q_s = 8321,2955 \text{ kJ/jam}$$

b. Beban panas untuk pengembunan

$$Q_v = \sum v_{mass_i} \times h_{vap_i}$$

Keterangan:

$h_{vap_i}$  : Panas laten pengembunan masing-masing komponen [ kJ/kg ]

$v_{mass_i}$  : kecepatan massa masing-masing komponen dalam fase uap [ kg/jam ]

Komponen	kmol/jam	$h_{vap}$ (kJ/kmol)	$v_{mass} \times h_{vap}$
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	5,7220	27381,4720	156678,0498
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	42,1660	39631,0265	1671081,0586
H <sub>2</sub> O	1,8301	40182,2344	73539,2633
Total	49,7182		1901298,3717

$$Q_v = 1901298,37 \text{ kJ/jam}$$

c. Beban panas total

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_s + Q_v \\ &= 8321,2955 \text{ kJ/jam} + 1901298,37 \text{ kJ/jam} \\ &= 1909619,67 \text{ kJ/jam} = 1809963,10 \text{ BTU/jam} \end{aligned}$$

## 2. Media pendingin

Sebagai media pendingin dipakai pendingin air

$$\text{suhu masuk, } t_1 = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{suhu keluar, } t_2 = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$\text{suhu rerata, } t_{av} = 313,15 \text{ K}$$

$$BM_{ref} = 18,02 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_{ref} = 1013,64 \text{ kg/m}^3$$

$$\lambda = 42,095 \text{ kJ/kg}$$

$$\mu = 2,3884 \text{ kg/m.jam}$$

Kecepatan massa air pendingin yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$Q = m \times \lambda$$

Dengan hubungan :

$\lambda$  : panas laten refrigeran [ kJ/kg ]

$m$  : kecepatan massa refrigeran [ kg /jam ]

$Q_{total}$  : Beban panas total [ kJ /jam ]

$$m = Q / \lambda$$

$$m_{ref} = \frac{1909619,67 \text{ kJ/jam}}{42,0951 \text{ kJ/kg}} = 45364,396 \text{ kg/jam}$$

## 3. Beda suhu rerata

### Log Mean Temperature Difference

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	359,36	357,03	56,21
Dingin	303,15	323,15	33,88

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{56,21 - 33,88}{\ln \frac{56,21}{33,88}} = 44,11 \text{ K}$$

#### 4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan Towler, dan Sinnott, "Chemical Engineering Design and Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, McGraw Hill (2008), table 12.1, page 797.

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	$U$ (W/m <sup>2</sup> ·C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

Nilai  $U_d$  bekisar antara 700 W /m<sup>2</sup>K sampai 1000 W /m<sup>2</sup>K

Dicoba:  $U_d = 900 \text{ J /m}^2\text{sK}$

$$= 900 \text{ J /m}^2\text{sK} \times \frac{1 \text{ kJ}}{1000 \text{ J}} = 0,9 \text{ kJ /m}^2\text{sK}$$

#### 5. Alat penukar kalor standart

a . Luas perpindahan kalor yang diperlukan

Dihitung dengan persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$



Dengan hubungan :

- A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [ m<sup>2</sup> ]
- Qt : Beban panas total [ kJ /s ]
- Ud : Koefisien perpindahan kalor gabungan [ kJ /m<sup>2</sup> sK ]
- Δt : Beda suhu rerata [ K ]

$$A = \frac{1909619,67 \text{ kJ/jam} \times [\text{jam}/3600\text{s}]}{0,9 \text{ kJ/m}^2\text{sK} \times 44,11 \text{ K}} = 13,3627 \text{ m}^2 = 143,8353 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor > 10 m<sup>2</sup>, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah penukar kalor *shell and tube*.

- b. Ukuran tabung  
Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

APPENDIX OF CALCULATION DATA 843

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thick-ness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.433
	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
3/4	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		
1 1/4	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		
1 1/2	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		

Dipilih 3/4 " OD , 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

$$\text{Diameter luar tabung [Od]} : 0,7500 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung [Id]} : 0,5840 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0148 \text{ m}$$

$$\text{Luas area per tube [At]} : 0,2680 \text{ in}^2 \times [0,0254 \text{ m/in}]^2 = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Outside [Ao]} : 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times [0,3048 \text{ m}^2/\text{m}] = 0,0598 \text{ m}^2$$

Panjang tabung

Panjang tabung standart , 6 ft , 8 ft,10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Towler dan Sinnott ,Chemical Engineering Design Principles , Mc Graw Hill  
New York, 2008, halaman 805

$$\text{Dipilih panjang tabung L} = 8 \text{ ft} = 2,4384 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$\begin{aligned} nt &= \frac{13,3627 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 2,4384 \text{ m}} \\ &= 91,5915 \end{aligned}$$

d. Alat penukar kalor standar

Dipilih dari tabel 10-10A, Ludwig, E.E., hal 49

Table 10-10A  
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger  $3/4$ -in.  
O.D. Tubes on  $15/16$ -in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih:

Diameter selongsong [Ids]	=	12 in = 0,3048 m
Jumlah tabung [nt]	=	106
Pass tabung [np]	=	2
Susunan	=	3/4" pada 15/16" Triangular Pitch
Pitch	=	0,9375 in = 0,0238 m
Diameter ekuivalen [De]		

$$d_e = \frac{4 \times (\frac{1}{2}P_T \times 0.86P_T - \frac{1}{2}\pi d_o^2/4)}{\frac{1}{2}\pi d_o} \quad \text{in.}$$

$$De = 0,533 \text{ in} = 0,01354 \text{ m}$$

e. Luas perpindahan kalor standar terkoreksi

$$\begin{aligned} A &= nt \times a'' \times L \\ &= 106 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 2,4384 \text{ m} \\ &= 15,4649 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Q_t}{A \Delta t}$$

$$\begin{aligned} Ud &= \frac{1909619,6672 \text{ kJ/jam}}{15,4649 \text{ m}^2 \times 44,11 \text{ K}} \\ &= 2799,5894 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} = 0,7777 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

## 6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam shell dan fluida dingin dialirkan dalam tube

## 7. Koefisien perpindahan kalor dalam tube, shell, dan gabungan

### • Shell (Fluida Panas)

a. Menghitung luas aliran  
Dihitung dengan persamaan

$$as = \frac{Ids B C'}{Pitch}$$

as = Luas aliran [m<sup>2</sup>]

B = Jarak antar baffle [m]

C' = Clearance [m]

Pitch = Pitch [m]

$$\begin{aligned} B &= \frac{Ids}{4} = \frac{0,3048 \text{ m}}{4} \\ &= 0,0762 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C' &= \text{Pitch} - \text{OD} \\
 &= 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 as &= \frac{0,3048 \text{ m} \times 0,0762 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}} \\
 &= 0,0046 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

b. Menghitung fluks massa

$$Gs = \frac{\text{kec. massa fluida panas}}{as}$$

$$\begin{aligned}
 Gs &= \frac{2899,31320 \text{ kg/jam}}{0,0046 \text{ m}^2} \\
 &= 624158,952 \text{ kg/jam.m}^2 = 173,377 \text{ kg/s.m}^2
 \end{aligned}$$

c. Sifat fisis fase gas

$$T1 = 359,36 \text{ K}$$

$$T2 = 357,03 \text{ K}$$

$$T_{av} = 358,20 \text{ K}$$

#### Konduktivitas termal

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth (J/s.m.K)	yi.kth.BM <sup>1/3</sup>	yi.BM <sup>1/3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	5,7220	0,12	1,60E-02	0,0071	0,4457
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	42,1660	0,85	7,78E-02	0,2583	3,3220
H <sub>2</sub> O	18,02	1,8301	0,04	5,30E-04	0,0001	0,0965
Total		49,7182	1	0,094	0,2655	3,8642

$$k_{thav} = 0,0687 \text{ J/s.m.K}$$

$$= 0,2473 \text{ kJ/jam.m.K}$$

#### Viskositas

Komponen	BM	kmol/jam	yi	miu (kg/m.s)	miu.yi.BM <sup>0.5</sup>	yi.BM <sup>0.5</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	5,7220	0,12	9,07E-06	7,95E-06	0,8771
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	42,1660	0,85	9,36E-06	6,15E-05	6,57461
H <sub>2</sub> O	18,02	1,8301	0,04	1,15E-05	1,79E-06	0,15624
Total		49,7182	1	2,99E-05	0,0001	7,6079

$$\mu_{uav} = 9,4E-06 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,033718 \text{ kg/m.jam}$$

**Kapasitas panas**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp (kJ/kmol.K)	cp.yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	5,7220	0,12	39,5206	4,5484
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	42,1660	0,85	74,2928	63,0077
H <sub>2</sub> O	18,02	1,8301	0,04	110,7895	4,0782
Total		49,7182	1	224,6029	71,6343

$$C_p = 71,6343 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$B_{m\text{camp}} = 58,3150 \text{ kg/kmol}$$

$$C_{p\text{av}} = 1,2284 \text{ kJ/kg.K}$$

## d. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{G_s \times Id_s}{\mu_{\text{uav}}} \\ &= \frac{624158,9517 \text{ kg/jam.m}^2 \times 0,3048 \text{ m}}{0,033718 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 5642215,18 \end{aligned}$$

## e. Bilangan Prandl

$$\begin{aligned} Pr &= \frac{C_p \times \mu_{\text{uav}}}{k_{\text{thav}}} \\ &= \frac{1,2284 \text{ kJ/kg.K} \times 0,033718 \text{ kg/m.jam}}{0,2473 \text{ kJ/jam.m.K}} \\ &= 0,1675 \end{aligned}$$

## f. Mencari ho

$$\begin{aligned} h_o &= 0,36 \times \frac{k_{\text{thav}}}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3} \\ h_o &= 0,36 \times \frac{0,2473 \text{ kJ/jam.m.K}}{0,01354 \text{ m}} \times [5642215,18]^{0,8} \times [0,1675]^{1/3} \\ h_o &= 912652,4662 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

## ● Tube (Fluida Dingin)

## a. Luas aliran

$$\begin{aligned} a_t &= \frac{n_t a_t'}{n_p} \\ a_t &= \frac{106 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} = 0,0092 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

b. Fluks massa

$$Gt = \frac{\text{kecepatan massa steam}}{at}$$

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{45364,3956 \text{ kg/jam}}{0,0092 \text{ m}^2} \\ &= 4950362,84 \text{ kg/jam.m}^2 = 1375,1008 \text{ kg/s.m}^2 \end{aligned}$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} v_{lin} &= \frac{Gt}{\rho l} \\ &= \frac{4950362,84 \text{ kg/jam.m}^2}{1013,64 \text{ kg/m}^3} \\ &= 4883,7575 \text{ m/jam} = 1,3566 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{Id Gt}{\mu} \\ Re &= \frac{0,0148 \text{ m} \times 4950362,84 \text{ kg/jam.m}^2}{2,3884 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 30744,7159 \end{aligned}$$

e. Koefisien perpindahan kalor

$$hi = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 tav) v_{lin}^{0.8}}{Id^{0.2}}$$

(Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827 )

Dengan hubungan:

Id : diameter dalam [m]

hi : koefisien transfer panas dalam tabung [kJ/m<sup>2</sup>.s.K]

tav : suhu rerata [K]

vlin : kecepatan linear [m/s]

$$hi = \frac{4,2 (1,35 + 0,02 \times 358,20) [1,3566 \text{ m/s}]^{0,8}}{[0,0148 \text{ m}]^{0,2}}$$

$$\begin{aligned} hi &= 105,9474 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s.K} \\ &= 381410,6558 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{ic} &= \frac{h_i \times Id}{O_d} \\
 &= \frac{381410,6558 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 0,0148 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \\
 &= 296991,7640 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{296991,7640 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 912652,4662 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}}{296991,7640 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} + 912652,4662 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \\
 &= 224074,3676 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

### 8. Faktor pengotor

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 R_d &= \frac{1}{2799,5894 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} - \frac{1}{224074,3676 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \\
 &= 0,000352732 \text{ m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K/kJ} = 1,2698 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_d \text{ mi} = 0,003 \text{ ft}^2 \cdot \text{h}^{\circ}\text{F/BTU} = 0,52833 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

$R_d$  terhitung >  $R_d$  minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

### 9. Penurunan tekanan

- Shell (Fluida panas)

- Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{[5642215,18]^{0,42}}$$

$$f = 0,00389$$

- Penurunan Tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G_s^2 Ids}{2 \rho_f D_e}$$

$$\begin{aligned}
 (N+1) &= \frac{L}{B} = \frac{2,438 \text{ m}}{0,0762 \text{ m}} \\
 &= 32
 \end{aligned}$$

$$\rho_f = \frac{P \times B_{\text{mav}}}{R \times T_{\text{av}}}$$

$$= \frac{1,190 \text{ atm} \times 58,3150 \text{ kg/kmol}}{0,082 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K} \times 358,2 \text{ K}}$$

$$= 2,3592 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0039 \times 32 \times [173,377 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}]^2 \times 0,305 \text{ m}}{2 \times 2,3592 \text{ kg/m}^3 \times 0,01354 \text{ m}}$$

$$= 557,091027 \text{ Pa}$$

$$= 0,0055 \text{ atm}$$

$$\Delta P_{s\text{max}} = 2 \text{ Psi}$$

$$0,1361 \text{ atm}$$

$\Delta P_s \leq \Delta P_s$  maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

- Tube (Fluida dingin)

- a. Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\text{Re}^{0,32}}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{[30744,7159]^{0,32}}$$

$$f = 0,0060$$

- b. Penurunan tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_t = \frac{4 \cdot f \cdot G_t^2 \cdot L \cdot n_p}{2 \cdot \rho \cdot a \cdot I_d}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

$G_t$  : Flux massa [ $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$ ]

$I_d$  : diameter dalam tabung [m]

$n_p$  : jumlah pass tabung

$\Delta P_t$  : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0060 \times [1375,1008 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}]^2 \times 2,438 \text{ m} \times 2}{2 \times 1013,6381 \text{ kg/m}^3 \times 0,0148 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 7334,5505 \text{ Pa}$$

$$= 0,0724 \text{ atm}$$

$$\Delta P_{t\text{max}} = 5 \text{ Psi}$$

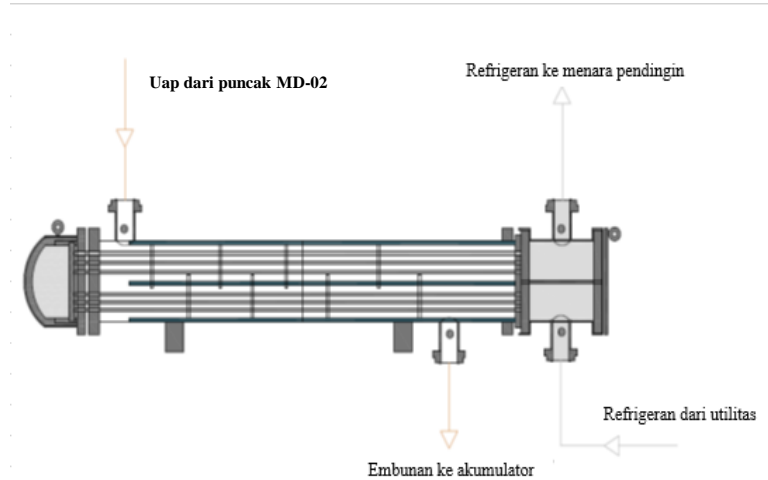
$$0,3401 \text{ atm}$$

$\Delta P_t \leq \Delta P_t$  maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai



### RINGKASAN KONDENSOR (CD-02)

Alat : Kondensor 2  
 Kode : CD-02  
 Tugas : Mengembunkan uap yang keluar puncak menara distilasi MD-01 dengan media pendingin air  
 Jenis Alat : Alat penukar kalor selongsong dan tabung  
 Sketsa :



Kondisi Operasi :

$$P = 1,1897 \text{ atm} = 904,1932 \text{ mmHg}$$

$$T_1 = 86,21 \text{ } ^\circ\text{C} = 359,36 \text{ K}$$

$$T_2 = 83,88 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,03 \text{ K}$$

Ukuran Alat :

$$\begin{aligned} \text{Ids} &= 12 \text{ in} = 0,3048 \text{ m} \\ \text{Jumlah pipa} &= 106 \\ \text{Jumlah pass} &= 2 \\ \text{Susunan pipa} &= 3/4" \text{ pada } 15/16" \text{ Triangular Pitch} \\ \text{Panjang tube} &= 8 \text{ ft} = 2,4384 \text{ m} \\ \text{Luas perpindahan kalor standar} &= 15,4649 \text{ m}^2 \\ \text{Beban Panas} &= 1909619,6672 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Media Pendingir :

$$\begin{aligned} \text{Jenis} &= \text{Air} \\ \text{Suhu masuk} &= 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K} \\ \text{Suhu keluar} &= 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K} \\ \text{Massa steam yang diperlukan} &= 45364,3956 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Panas :

ho	=	912652,4662		$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
hio	=	296991,7640		$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Uc	=	224074,3676		$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Ud	=	2799,5894		$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Rd terhitung	=	1,2698		$\text{m}^2.\text{s.K/kJ}$
Rd minimum	=	0,529		$\text{m}^2.\text{s.K/kJ}$
Pressure drop shell	=	557,091	Pa =	0,0055 atm
Pressure drop tube	=	7334,5505	Pa =	0,0724 atm

Neraca Massa Reboiler :

Komposisi fase gas masuk kondensor (V1):

Komponen	yi	kmol/jam	BM	kg/jam	fraksi massa
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,12	5,7220	58,080	332,336	0,1146
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,85	42,1660	60,096	2534,007	0,8740
$\text{H}_2\text{O}$	0,04	1,8301	18,015	32,970	0,0114
Total	1,00	49,7182		2899,313	1

Komposisi fase cair keluar kondensor (D)

Komponen	yi	kmol/jam	BM	kg/jam	fraksi massa
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,12	0,5320	58,080	30,901	0,1146
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,85	3,9206	60,096	235,611	0,8740
$\text{H}_2\text{O}$	0,04	0,1702	18,015	3,066	0,0114
Total	1,00	4,6228		269,577	1

Komposisi fase cair kembali ke MD-02

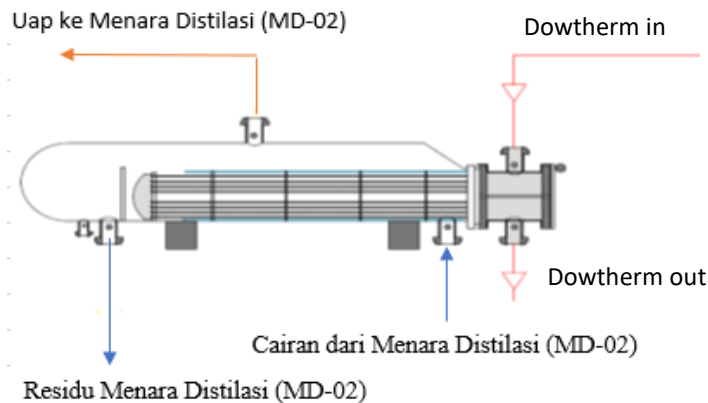
Komponen	yi	kmol/jam	BM	kg/jam	fraksi massa
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,12	5,1900	58,080	301,436	0,1146
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,85	38,2454	60,096	2298,396	0,8740
$\text{H}_2\text{O}$	0,04	1,6600	18,015	29,904	0,0114
Total	1,00	45,0954		2629,736	1,0000

**REBOILER 2 (RB-02)**

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara distilasi MD-02

Jenis alat : Ketel Reboiler

Sketsa :



Komposisi fase cair masuk reboiler (L1):

Komponen	fraksi mol (x1)	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0306	2,5820	60,096	155,1684
$\text{H}_2\text{O}$	0,9694	81,8854	18,015	1475,1650
Total	1,0000	84,4674		1630,3334

Komposisi fase cair keluar reboiler (B)

Komponen	fraksi mol (xB)	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0202	0,7022	60,096	42,1994
$\text{H}_2\text{O}$	0,9798	34,0523	18,015	613,4524
Total	1,0000	34,7545		655,6517

Komposisi fase gas keluar reboiler (Vo)

Komponen	fraksi mol (y0)	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0378	1,8798	60,096	112,9690
$\text{H}_2\text{O}$	0,9622	47,8331	18,015	861,7126
Total	1,0000	49,7129		974,6816

**Suhu masuk reboiler (T1)**

Dihitung secara iterasi sampai diperoleh  $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

Tdidih = 104,91 °C = 378,06 K

Ptotal = 1,22070 atm = 927,73400 mmHg

Komponen	x1	Puap (mmHg)	ki = Puap/Ptotal	yi = ki.xi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0306	1720,1451	1,8541	0,0567
H <sub>2</sub> O	0,9694	902,6819	0,9730	0,9433
Total	1,00			1,000

**Suhu keluar reboiler (T2)**

Suhu keluar reboiler (T2) = 105,18 °C = 378,33 K

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	38,2363	-3,551E+03	-1,003E+01	-3,474E-10	1,737E-06
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3,152E+03	-7,304E+00	2,425E-09	1,809E-06

**Konduktivitas thermal fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} k_{liq} = A + B [1-T/C]^{2/7} \quad (\text{Organik})$$

$$k = A + B T + C T^2 \quad (\text{Anorganik})$$

k<sub>liq</sub> : konduktivitas thermal fase cair [W/m.K]

A, B, C : konstanta

T : Suhu Operasi [K]

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-1,3721	0,658	508,31
H <sub>2</sub> O	-0,2758	0,00461	-5,5319E-06

**Viskositas fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{\text{liq}} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{\text{liq}}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Kapasitas Panas Fase Cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

(kJ/kmolK)

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	7,25E+01	7,96E-01	-2,63E-03	3,65E-06
H <sub>2</sub> O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

**Enthalpy of Vaporization**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$H_{\text{vap}} = A * (1 - T/T_c)^n$$

(kJ/mol)

Data konstanta A, T<sub>c</sub>, n

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	T <sub>c</sub>	n
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	58,982	508,31	0,326
H <sub>2</sub> O	52,053	647,13	0,321

**Langkah perhitungan**

- 1 . Beban panas
- 2 . Media pemanas
- 3 . Beda suhu rerata
- 4 . Koefisien perpindahan kalor
- 5 . Alat penukar kalor
- 6 . Route fluida
- 7 . Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho dan Uc
- 8 . Faktor pengotoran
- 9 . Penurunan tekanan

**1. Beban Panas**

Dihitung dengan persamaan:

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

dengan hubungan :

$Q_s$ : Beban panas untuk menaikkan suhu [ kJ /jam ]

$Q_t$  : Beban panas total [ kJ /jam ]

$Q_v$ : Beban panas untuk penguapan [ kJ/jam ]

- a. Beban panas untuk menaikkan suhu

$$Q_s = \sum L_{mass_i} \times c_{pl_i} \times (T_2 - T_1)$$

Keterangan:

$c_{pl_i}$  : Kapasitas panas masing2 komponen [ kJ /kg K ]

$L_{mass_i}$  : Kecepatan masing2 komponen cairan masuk reboiler [ kg /jam ]

$T_1$  : Suhu fluida dingin masuk [ K ]

$T_2$  : Suhu fluida dingin keluar [ K ]

$$\text{untuk } T_1 = 378,06 \text{ K} = 104,91 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 378,33 \text{ K} = 105,18 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\begin{aligned} \text{suhu fluida dingin rerata : } T_{av} &= (T_1 + T_2) / 2 = \frac{378,06 + 378,33}{2} \\ &= 378,20 \text{ K} \end{aligned}$$

Komponen	kg/jam	cpl dT	Lmass cpl dT
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	155,1684	51,5681	8001,7400
H <sub>2</sub> O	1475,1650	20,0947	29643,0305
Total	1630,3334		37644,7706

$$Q_s = 37644,7706 \text{ kJ /jam}$$

## b. Beban panas untuk penguapan

$$Q_v = \sum v_{mass_i} \times h_{vap_i}$$

Keterangan:

 $h_{vap_i}$  : Panas laten penguapan masing<sup>2</sup> komponen [ kJ/kg ]

 $v_{mass_i}$  : kecepatan massa masing<sup>2</sup> komponen dalam fase uap [ kg/jam ]

Komponen	kmol/jam	h <sub>vap</sub> (kJ/kmol)	v <sub>mass</sub> × h <sub>vap</sub>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	1,8798	37826,1543	71105,9689
H <sub>2</sub> O	47,8331	39267,5887	1878288,9930
Total	49,7129		1949394,9619

$$Q_v = 1949394,9619 \text{ kJ/jam}$$

## c. Beban panas total

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

$$= 37644,7706 \text{ kJ/jam} + 1949394,9619 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1987039,7325 \text{ kJ/jam}$$

**2. Media Pemanas**

Sebagai media pemanas dipakai dowtherm A cair

Data Dowtherm A diperoleh dari Richard L. Moore, "Implementation of DOWTHERM A Properties into RELAP5-3D/ATHENA", 2010.

$$\text{Suhu masuk [t1]} = 188,5 \text{ }^\circ\text{C} = 461,63 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar [t2]} = 120,6 \text{ }^\circ\text{C} = 393,76 \text{ K}$$

$$\text{Rapat massa [\rho]} = 948,2476 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas } [\mu] = 5,48\text{E-}04 \text{ kg/m.s} = 1,97\text{E+}00 \text{ kg/m.jam}$$

$$\text{Cp Dowtherm} = (-2363,4842 + (39,461021 * T) - (1,7024546e-01 * T^2) + (3,903868e-04 * T^3) + (-4,421524e-07 * T^4) + (1,9792489e-11 * T^5)) / 1000$$

[kJ/kg.K]

Massa dowtherm yang digunakan

$$W_p = 15000 \text{ kg/jam}$$

**3. Beda suhu rerata**

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	393,76	461,63	15,70
Dingin	378,06	378,33	83,30

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{15,70 - 83,30}{\ln\left(\frac{15,70}{83,30}\right)}$$

$$= 40,51 \text{ K}$$

#### 4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan tabel 8 Kern hal 840

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500§
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250–500§
Light organics	Light organics	40–75
Medium organics	Medium organics	20–60
Heavy organics	Heavy organics	10–40
Heavy organics	Light organics	30–60
Light organics	Heavy organics	10–40

\* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

$$\text{Dipilih } U_d = 60 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F}$$

$$= 1225,6847 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}$$

#### 5. Alat penukar kalor standar

- a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [ $\text{m}^2$ ]

$Q_t$  : Beban panas [ $\text{kJ/jam}$ ]

$U_d$  : Koefisien perpindahan kalor design [ $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}$ ]

$\Delta t$  : Beda suhu rerata [ $\text{K}$ ]

$$A = \frac{1987039,7325 \text{ kJ/jam}}{1225,6847 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 40,5 \text{ K}}$$

$$= 40,0218 \text{ m}^2$$



- b. Ukuran tabung  
Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.433
	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
3/4	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
	18	0.049	0.652	0.334		0.1660	0.469
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
	18	0.049	0.902	0.639		0.2314	0.639
1 1/4	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
	18	0.049	1.15	1.04		0.2969	0.808
1 1/2	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
	18	0.049	1.40	1.54		0.3670	0.831

Dipilih 3/4 " OD , 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

- Diameter luar tabung [Od] : 0,7500 in × [0,0254 m/in] = 0,0191 m
- Diameter dalam tabung [Id] : 0,5840 in × [0,0254 m/in] = 0,0148 m
- Luas area per tube [At] : 0,2680 in<sup>2</sup> × [0,0254 m/in]<sup>2</sup> = 0,0002 m<sup>2</sup>
- Luas Outside [Ao] : 0,1963 ft<sup>2</sup>/ft × [0,3048 m<sup>2</sup>/m] = 0,0598 m

Panjang tabung :

Panjang tabung standart , 6 ft , 8 ft,10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Towler dan Sinnott ,Chemical Engineering Design Principles , Mc Graw Hill  
New York, 2008, halaman 805

Dipilih panjang tabung  $L = 12 \text{ ft} = 3,6576 \text{ m}$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$\begin{aligned} nt &= \frac{40,0218 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m}} \\ &= 182,8795 \end{aligned}$$

d. Alat penukar kalor standar

Dipilih dari tabel 10-10A, Ludwig, E.E., hal 49

**Table 10-10A**  
**Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger  $3/4$ -in.**  
**O.D. Tubes on  $15/16$ -in. Triangular Pitch**

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih:

Diameter selongsong [Ids]	=	12 in	=	0,3048 m
Jumlah tabung [nt]	=	106		
Pass tabung [np]	=	2		
Susunan	=	3/4" pada 15/16" Triangular Pitch		
Pitch	=	0,9375 in	=	0,0238 m
Diameter ekuivalen [De]				

$$d_e = \frac{4 \times (\frac{1}{2}P_T \times 0.86P_T - \frac{1}{2}\pi d_o^2/4)}{\frac{1}{2}\pi d_o} \quad \text{in.} \quad \text{Persamaan (7.5) Kern, 1950}$$

$$De = 0,53319 \text{ in} = 0,0135 \text{ m}$$

e. Luas perpindahan kalor standar terkoreksi

$$\begin{aligned} A &= nt \times a'' \times L \\ &= 106 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,6576 \text{ m} \\ &= 23,1973 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$\begin{aligned} Ud &= \frac{1987039,7325 \text{ kJ/jam}}{23,1973 \text{ m}^2 \times 40,5 \text{ K}} \\ &= 2114,6471 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

## 6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam tabung dan fluida dingin dialirkan dalam selongsong

Tube side	: hot fluid (dowtherm A)
Shell side	: cold fluid ((CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH) dan H <sub>2</sub> O)

### Kecepatan umpan dan pemanas

Kecepatan umpan masuk	: 1630,3334 kg/jam
Kecepatan pemanas	: 15000 kg/jam

## 7. Koefisien perpindahan kalor dalam tube, shell, dan gabungan

- Shell (Fluida Dingin)

- Menghitung luas aliran

Dihitung dengan persamaan

$$as = \frac{Ids B C'}{Pitch}$$

as = Luas aliran [m<sup>2</sup>]

B = Jarak antar baffle [m]

C' = Clearance [m]

Pitch = Pitch [m]

$$B = \frac{Ids}{4} = \frac{0,3048 \text{ m}}{4} \\ = 0,0762 \text{ m}$$

$$C' = Pitch - OD \\ = 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\ = 0,0048 \text{ m}$$

$$as = \frac{0,3048 \text{ m} \times 0,0762 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}} \\ = 0,0046 \text{ m}^2$$

- Menghitung fluks massa

$$Gs = \frac{kec. massa fluida dingin}{as}$$

$$Gs = \frac{1630,3334 \text{ kg/jam}}{0,0046 \text{ m}^2} \\ = 350975,2495 \text{ kg/jam.m}^2$$

- Sifat fisis fase cair

$$T1 = 378,06 \text{ K}$$

$$T2 = 378,33 \text{ K}$$

$$T_{av} = 378,20 \text{ K}$$

**Konduktivitas termal**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth (J/s.m.K)	yi.kth.BM <sup>1/3</sup>	yi.BM <sup>1/3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	2,5820	0,0306	0,0626	0,0075	0,1197
H <sub>2</sub> O	18,02	81,8854	0,9694	0,677	1,7210	2,5413
Total		84,4674	1	0,740	1,7285	2,6611

$$\begin{aligned}k_{thav} &= 0,6495 \text{ J/s.m.K} \\ &= 2,3384 \text{ kJ/jam.m.K}\end{aligned}$$

**Viskositas**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	miu (cp)	miu.yi.BM <sup>0,5</sup>	yi.BM <sup>0,5</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	2,5820	0,0306	2,86E-01	6,77E-02	0,23697
H <sub>2</sub> O	18,02	81,8854	0,9694	2,65E-01	1,09E+00	4,11466
Total		84,4674	1	0,550185	1,1564	4,3516

$$\begin{aligned}\mu_{uav} &= 0,2657 \text{ cp} \\ &= 0,956665 \text{ kg/m.jam}\end{aligned}$$

**Kapasitas panas**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp (kJ/kmol.K)	cp.yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	2,5820	0,0306	1,9422E+02	5,9369E+00
H <sub>2</sub> O	18,02	81,8854	0,9694	7,5682E+01	7,3369E+01
Total		84,4674	1	2,6990E+02	7,9306E+01

$$\begin{aligned}C_p &= 79,3059 \text{ kJ/kmol.K} \\ BM_{mix} &= 19,3013 \text{ kg/kmol} \\ C_{pav} &= 4,1088 \text{ kJ/kg.K}\end{aligned}$$

## d. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}Re &= \frac{G_s \times Id_s}{\mu_{uav}} \\ &= \frac{350975,2495 \text{ kg/jam.m}^2 \times 0,3048 \text{ m}}{0,956665 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 111823,1584\end{aligned}$$

## e. Bilangan Prandl

$$Pr = \frac{C_p \times \mu_{uav}}{k_{thav}}$$

$$= \frac{4,1088 \text{ kJ/kg.K} \times 0,956665 \text{ kg/m.jam}}{2,3384 \text{ kJ/jam.m.K}}$$

$$= 1,6810$$

f. Mencari  $h_o$

$$h_o = 0,36 \times \frac{k_{thav}}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{2,3384 \text{ kJ/jam.m.K}}{0,0135} \times 111823,2^{0,8} \times 1,6810^{1/3}$$

$$h_o = 808192,9546 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

- Tube (Fluida Panas)

a. Luas aliran

$$at = \frac{nt \cdot at'}{np}$$

$$at = \frac{106 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} = 0,0092 \text{ m}^2$$

b. Fluks massa

$$Gt = \frac{\text{kecepatan massa pemanas}}{at}$$

$$Gt = \frac{15000 \text{ kg/jam}}{0,0092 \text{ m}^2}$$

$$= 1636866,143 \text{ kg/jam.m}^2 = 454,6850 \text{ kg/s.m}^2$$

c. Kecepatan linier

$$v_{lin} = \frac{Gt}{\rho g}$$

$$= \frac{1636866,143 \text{ kg/jam.m}^2}{948,2476 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 1726 \text{ m/jam} = 0,4795 \text{ m/s}$$

d. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Id \cdot Gt}{\mu}$$

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0,0148 \text{ m} \times 1636866,143 \text{ kg/jam.m}^2}{9,5666\text{E-}01 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 2,5380\text{E}+04 \end{aligned}$$

e. Koefisien perpindahan kalor

$$hi = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 \text{ tav}) vlin^{0.8}}{Id^{0.2}}$$

(Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827 )

Dengan hubungan:

Id : diameter dalam [m]

hi : koefisien transfer panas dalam tabung [kJ/m<sup>2</sup>.s.K]

tav : suhu rerata [K]

vlm : kecepatan linear [m/s]

$$hi = \frac{4,2 \times [ 1,35 + 0,02 \times 378,2 \text{ K} \times ] \times 0,4795^{0,8}}{0,0148^{0,2}}$$

$$\begin{aligned} hi &= 48,2724 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K} \\ &= 173780,6560 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} hio &= \frac{hi \times Id}{Od} \\ &= \frac{173780,6560 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \times 0,0148 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \\ &= 135317,2041 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Uc &= \frac{hio \times ho}{hio + ho} \\ &= \frac{135317,2041 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \times 808192,9546 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}}{135317,2041 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} + 808192,9546 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}} \\ &= 115910,1574 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \end{aligned}$$

## 8. Faktor pengotor

$$\begin{aligned} Rd &= \frac{1}{Ud} - \frac{1}{Uc} \\ Rd &= \frac{1}{2114,6471 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}} - \frac{1}{115910,1574 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}} \\ &= 0,000464265 \text{ m}^2.\text{jam.K/kJ} = 1,6714 \text{ m}^2.\text{s.K/kJ} \end{aligned}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_d \text{ min} = 0,0020 \text{ ft}^2 \cdot \text{h} \cdot ^\circ\text{F}/\text{BTU} = 0,3522 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K}/\text{kJ}$$

$R_d$  terhitung  $>$   $R_d$  minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat

### 9. Penurunan tekanan

- Shell (Fluida dingin)

Penurunan tekanan dalam shell diabaikan karena cairan menggenang

- Tube (Fluida panas)

- a. Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\text{Re}^{0,32}}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{25380,49^{0,32}}$$

$$f = 0,0063$$

- b. Penurunan tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n_p}{2 \rho t I_d}$$

Dengan hubungan:

$f$  : Faktor friksi

$G_t$  : Flux massa [ $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ ]

$I_d$  : diameter dalam tabung [m]

$n_p$  : jumlah pass tabung

$\Delta P_t$  : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0063 \times 454,6850 \text{ kg/s.m}^2 \times 3,658 \text{ m} \times 2}{2 \times 948,2476 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,3048 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 0,1443 \text{ Pa} = 0,0000209 \text{ psi}$$

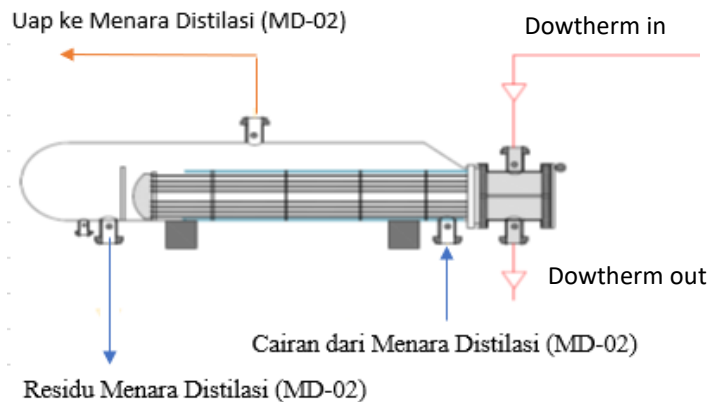
$$\Delta P_{t\text{max}} = 5 \text{ Psi}$$

$\Delta P_t \leq \Delta P_t$  maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai



**RINGKASAN REBOILER 2 (RB-02)**

Alat : Reboiler 2  
 Kode : RB-02  
 Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar menara distilasi 2  
 Jenis Alat : Ketel Reboiler  
 Sketsa :



Kondisi Operasi :

$$P = 1,2207 \text{ atm} = 927,7340 \text{ mmHg}$$

$$T1 = 104,91 \text{ }^{\circ}\text{C} = 378,06 \text{ K}$$

$$T2 = 105,18 \text{ }^{\circ}\text{C} = 378,33 \text{ K}$$

Ukuran Alat :

$$\begin{aligned} \text{Ids} &= 12 \text{ in} = 0,3048 \text{ m} \\ \text{Jumlah pipa} &= 106 \\ \text{Jumlah pass} &= 2 \\ \text{Susunan pipa} &= 3/4" \text{ pada } 15/16" \text{ Triangular Pitch} \\ \text{Panjang tube} &= 12 \text{ ft} = 3,6576 \text{ m} \\ \text{Luas perpindahan kalor standar} &= 23,1973 \text{ m}^2 \\ \text{Beban Panas} &= 1987039,7325 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Media Pemanas :

$$\begin{aligned} \text{Jenis} &= \text{Saturated Liquid Dowtherm A} \\ \text{Suhu masuk} &= 188,5 \text{ }^{\circ}\text{C} = 461,6304 \text{ K} \\ \text{Suhu keluar} &= 120,6 \text{ }^{\circ}\text{C} = 393,7601 \text{ K} \\ \text{Massa pemanas yang diperlukan} &= 15000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Panas :

ho	=	808192,9546	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
hio	=	135317,2041	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Uc	=	115910,1574	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Ud	=	2114,6471	$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Rd terhitung	=	1,6714	$\text{m}^2.\text{s.K/kJ}$
Rd minimum	=	0,529	$\text{m}^2.\text{s.K/kJ}$
Pressure drop tube	=	0,1443	Pa = 2,09E-05 atm

Neraca Massa Reboiler :

Komposisi fase cair masuk reboiler (L1):

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0306	2,5820	60,096	155,1684
$\text{H}_2\text{O}$	0,9694	81,8854	18,015	1475,1650
Total	1,0000	84,4674		1630,3334

Komposisi fase cair keluar reboiler (B)

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0202	0,7022	60,096	42,1994
$\text{H}_2\text{O}$	0,9798	34,0523	18,015	613,4524
Total	1,0000	34,7545		655,6517

Komposisi fase gas keluar reboiler (Vo)

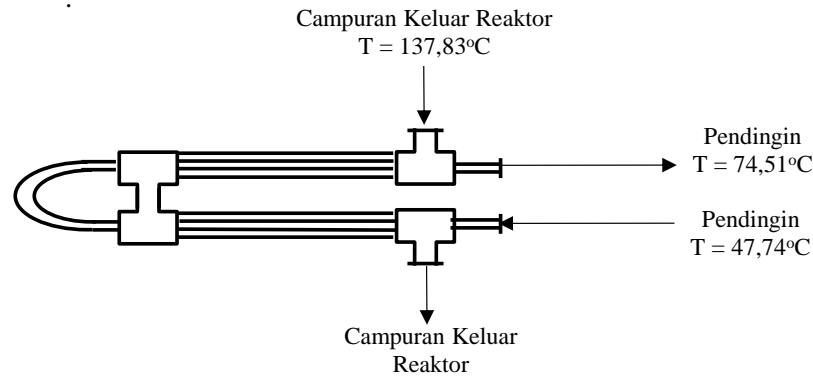
Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,0378	1,8798	60,096	112,9690
$\text{H}_2\text{O}$	0,9622	47,8331	18,015	861,7126
Total	1,0000	49,7129		974,6816

### COOLER 1 (CL-01)

Tugas : Menurunkan suhu keluaran reaktor hingga suhu 84,06°C dengan media pendingin dowtherm A

Jenis : *Double-pipe Heat Exchanger*

Sketsa :



Campuran Keluar Reaktor dari HE-01

$$T1 = 137,83 \text{ } ^\circ\text{C} = 410,98 \text{ K}$$

$$T2 = 84,06 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,21 \text{ K}$$

$$P = 1,8146 \text{ atm} = 183,8643 \text{ kPa}$$

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	fraksi massa
H <sub>2</sub>	2,016	67,3148	0,3856	135,7067	0,0272
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	67,3801	0,3859	3913,4374	0,7846
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	5,2227	0,0299	313,864	0,0629
H <sub>2</sub> O	18,015	34,6732	0,1986	624,6382	0,1252
Total		174,5909	1,0000	4987,6459	1,0000

#### A. Kapasitas Panas Fasa Gas

Persamaan yang digunakan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dimana :

C<sub>p</sub> = Kapasitas panas fasa gas (kJ/kmol.K)

A,B,C,D,E = Konstanta kapasitas panas masing-masing komponen

T = Suhu operasi (K)

Data konstanta diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub>	25,399	0,020178	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	35,918	9,39E-02	1,87E-04	-2,16E-07	6,32E-11
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	25,535	2,12E-01	5,35E-05	-1,47E-07	4,94E-11
H <sub>2</sub> O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

**B. Konduktivitas Thermal Fasa Gas**

Persamaan yang digunakan :

$$\eta = A + BT + CT^2$$

$\eta$  = Konduktivitas termal fasa gas (J/s.m.K)

A,B,dan C = Konstanta Konduktivitas termal fasa gas

T = Suhu operasi (K)

Data konstanta A, B, C

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub>	0,03951	4,59E-04	-6,49E-08
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-0,00084	8,75E-06	1,1E-07
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,07775	-3,60E-04	5,76E-07
H <sub>2</sub> O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

**C. Viskositas fase gas**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

dengan hubungan :

$\mu_{\text{gas}}$  : viskositas gas [ kg/m.s ]

A, B, C : konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Data konstanta A, B, C

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub>	2,78E-06	2,12E-08	-3,28E-12
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-4,06E-07	2,67E-08	-5,7E-13
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-1,09E-06	3,09E-08	-4,81E-12
H <sub>2</sub> O	-3,68E-06	4,29E-08	-1,62E-12

**Langkah perhitungan**

- 1 . Beban panas
- 2 . Media pendingin
- 3 . Beda suhu rerata
- 4 . Koefisien perpindahan kalor
- 5 . Alat penukar kalor
- 6 . Route fluida
- 7 . Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho dan Uc
- 8 . Faktor pengotoran
- 9 . Penurunan tekanan

**1. Beban Panas**

Beban panas untuk menaikkan suhu

$$Q_s = \sum V_i \times c_{pg_i} \times (T_2 - T_1)$$

Keterangan:

$c_{pg_i}$  : Kapasitas panas masing2 komponen [ kJ /kmol K ]

$V_i$  : Kecepatan masing2 komponen gas masuk heat exchanger [ kmol /jam ]

$T_1$  : Suhu fluida panas masuk [ K ]

$T_2$  : Suhu fluida panas keluar [ K ]

$$\text{untuk } T_1 = 137,83 \text{ } ^\circ\text{C} = 410,98 \text{ K}$$

$$T_2 = 84,06 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,21 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{suhu fluida panas rerata } T_{av} &= (T_1 + T_2) / 2 = \frac{410,98 + 357,21}{2} \\ &= 384,09 \text{ K} \end{aligned}$$

**Keluaran reaktor (Fluida panas)**

Komponen	V (kmol/jam)	cpg dT	V cpg dT
H <sub>2</sub>	67,3148	1563,3994	105239,9769
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	67,3801	4770,6796	321448,9668
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	5,2227	5784,4719	30210,5781
H <sub>2</sub> O	34,6732	1838,1147	63733,3684
Total	174,5909	13956,6656	520632,8902

$$Q_1 = 520632,8902 \text{ kJ/jam} = 493464,7041 \text{ BTU/jam}$$

**Densitas**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	BM <sub>mix</sub>
H <sub>2</sub>	2,016	67,3148	0,3856	0,777
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	67,3801	0,3859	22,41
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,1	5,2227	0,0299	1,798
H <sub>2</sub> O	18,02	34,6732	0,1986	3,578
Total		174,5909	1,0000	<b>28,57</b>

$$R = 8,314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$BM_{mix} = 28,57 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 1,6449 \text{ kg/m}^3 = 0,1027 \text{ lb/ft}^3$$

**Viskositas**

Komponen	BM	kmol/ jam	yi	miu	miu × yi × BM <sup>0,5</sup>	yi.BM <sup>0,5</sup>
H <sub>2</sub>	2,016	67,3148	0,3856	1,04E-05	5,71E-06	0,5474
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	67,3801	0,3859	9,75E-06	2,87E-05	2,9412
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,1	5,2227	0,0299	1,01E-05	2,33E-06	0,2319
H <sub>2</sub> O	18,02	34,6732	0,1986	1,26E-05	1,06E-05	0,8429
Total		174,5909	1,0000	4,E-05	5,E-05	4,5635

$$\text{miuav} = \frac{4,73\text{E-}05}{4,5635} = 1,04\text{E-}05 \text{ kg/m.s} = 0,037315 \text{ kg/m.jam} \\ = 0,025075 \text{ lb/ft.jam}$$

**Konduktivitas termal**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth	yi.kth.BM <sup>1/3</sup>	yi.BM <sup>1/3</sup>
H <sub>2</sub>	2,016	67,315	0,3856	0,2063	0,1005	0,4871
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	67,380	0,3859	0,0183	0,0273	1,4946
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,1	5,223	0,0299	0,0244	0,0029	0,1172
H <sub>2</sub> O	18,02	34,673	0,1986	0,0259	0,0135	0,5206
Total		174,591	1,000	0,275	0,144	2,619

$$\text{kthav} = 0,05503 \text{ J/s.m.K} \\ = 0,1981 \text{ kJ/jam.m.K} = 0,412341 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

**Menghitung kapasitas panas campuran**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp	cp.yi
H <sub>2</sub>	2,016	67,3148	0,3856	29,0780	11,2113
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	67,3801	0,3859	88,7254	34,2419
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	5,2227	0,0299	107,5956	3,2186
H <sub>2</sub> O	18,015	34,6732	0,1986	34,1818	6,7884
Total		174,5909	1,0000	259,5808	55,4602

$$\text{cpav} = 55,4602 \text{ kJ/kmolK} \\ \text{BM mix} = 28,5676 \text{ kg/kmol} \\ \text{cpav} = 1,9414 \text{ kJ/kgK} = 0,8346 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

**2. Media Pendingin**

Sebagai media pendingin, dipakai dowtherm A cair

Data Dowtherm A diperoleh dari Richard L. Moore, "Implementation of DOWTHERM A Properties into RELAP5-3D/ATHENA", 2010.

$$\text{Suhu masuk } [t_1 = 47,86 \text{ }^\circ\text{C} = 321,01 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar } [t_2 = 74,63 \text{ }^\circ\text{C} = 347,78 \text{ K}$$

$$\text{Taverage} = 61,25 \text{ }^\circ\text{C} = 334,40 \text{ K}$$

$$\rho = 848,5373 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,000266 \text{ kg/m.s} = 9,59\text{E-}01 \text{ kg/m.jam}$$

$$\text{Cp.dT} = (-2363,4842 + (39,461021 * T) - (1,7024546\text{E-}01 * T^2) + (3,903868\text{E-}04 * T^3) \\ + (-4,421524\text{E-}07 * T^4) + (1,9792489\text{E-}11 * T^5)) / 1000 \text{ [kJ/kg.K]} \\ = 45,272 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{kth} = 0,00457 + 0,000023239 * T + 0,0000001481 * T^2 \\ = 0,028902 \text{ J/s.m.K} = 0,0167 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$Q_t = W_p \cdot C_p \cdot dT$$

Massa dowtherm A yang digunakan:

$$W_p = \frac{Q_t}{C_p \cdot dT}$$

$$W_p = \frac{520632,8902 \text{ kJ/kg}}{45,272 \text{ kJ/kg.K}} = 11500,000 \text{ kg/jam}$$

### 3. Beda Suhu Rerata

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	321,01	347,78	36,19
Dingin	357,21	410,98	63,20

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{36,19 - 63,20}{\ln \frac{36,19}{63,20}} = 48,45 \text{ K}$$

Fluida	Suhu Atas (F)	Suhu Bawah (F)	delT
Panas	118,16	166,33	65,14
Dingin	183,30	280,09	113,75

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{65,14 - 113,75}{\ln \frac{65,14}{113,75}} = 87,20 \text{ F}$$

### 4. Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan tabel 8 Kern hal 840

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500§
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250–500§
Light organics	Light organics	40–75
Medium organics	Medium organics	20–60
Heavy organics	Heavy organics	10–40
Heavy organics	Light organics	30–60
Light organics	Heavy organics	10–40

\* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } U_d &= 60 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam.F} \\ &= 1226,506 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \end{aligned}$$

### 5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m<sup>2</sup>]

Q<sub>t</sub> : Beban panas [kJ/jam]

U<sub>d</sub> : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m<sup>2</sup>.jam.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{520632,8902 \text{ kJ/jam}}{1226,5062 \text{ kJ/m}^2\text{.jam.K} \times 48,45 \text{ K}} = 8,7620 \text{ m}^2$$

$$= 94,31338 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan kalor < 10 m<sup>2</sup>, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah pipa ganda (*double-pipe heat exchanger*).

Route fluida:

Inner pipe : Cold fluid (Pendingin Dowtherm A): 11500 kg/jam

Annulus : Hot fluid (Campuran Keluar Reaktor): 4987,6459 kg/jam

### 3. Pemilihan Pipa

Dari tabel 11 (Kern, 1965) dipilih pipa :

Pipa luar ( <i>annulus</i> )		Pipa dalam	
IPS =	3	IPS =	2,00
OD =	3,5 in	OD =	2,38 in
ID =	3,068 in	ID =	2,067 in
Sch No =	40	Sch No =	40
ao =	0,917 ft <sup>2</sup> /ft	ao =	0,622 ft <sup>2</sup> /ft
a't =	7,38 in <sup>2</sup>	a't =	3,35 in <sup>2</sup>

Panjang yang dibutuhkan:

$$L_t = \frac{A}{a_{ip'}}$$

Dimana:

L<sub>t</sub> = Panjang yang dibutuhkan (ft)

A = Luas transfer panas (ft<sup>2</sup>)

a<sub>ip'</sub> = Luas permukaan per satuan panjang, pada inner pipe (ft<sup>2</sup>/ft)

Maka,

$$L_t = \frac{94,31338 \text{ ft}^2}{0,622 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 151,6292 \text{ ft}$$



Panjang pipa efektif untuk alat penukar kalor pipa ganda (*Double Pipe Heat Exchanger*) umumnya berkisar antara 12 ft, 15 ft, atau 20 ft. (*Kern, D.Q., hal. 103*)

Dipilih panjang pipa (L) = 20 ft

Satu Hairpin terdiri dari 2 pipa, n = 2

Maka jumlah hairpin yaitu:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah hairpin (Nh)} &= \frac{L_t}{2 \times L} = \frac{151,6292 \text{ ft}}{40 \text{ ft}} = 3,7907 \\ &= 4 \text{ Hairpin} \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas total terkoreksi :

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= L_t \times N_h \times 2 \times a_o \text{ inner pipe} \\ &= 20 \text{ ft} \times 4 \times 2 \times 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 99,52 \text{ ft}^2 = 9,2457 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} U_d \text{ terkoreksi} &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta T \text{ LMTD}} \\ &= \frac{493464,70 \text{ BTU/jam}}{99,52 \text{ ft}^2 \times 87,203 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 56,8610 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F} \\ &= 1162,3386 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \end{aligned}$$

#### 4. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Inner Pipe, Annulus, dan Gabungan

##### a. Annulus (Fluida Panas)

$$\mu \text{ campuran} = 0,0373 \text{ kg/m.jam} = 0,0251 \text{ lb/ft.jam}$$

$$c_p \text{ campuran} = 1,941 \text{ kJ/kgK} = 0,8346 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$k_{th} \text{ campuran} = 0,1981 \text{ kJ/s.m.K} = 0,4123 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

##### Luas Aliran

$$A_a = \pi/4 (D_2^2 - D_1^2)$$

Dengan:

$A_a$  = Luas Aliran

$$D_1 = \text{Diameter luar pipa dalam (inner pipe)} \quad 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft}$$

$$D_2 = \text{Diameter dalam pipa luar (annulus)} = 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft}$$

Maka,

$$A_a = \frac{\pi}{4} \times [0,2557^2 - 0,1983^2] = 0,020443 \text{ ft}^2$$

##### Fluks massa dalam annulus

$$W_a = 4987,6459 \text{ kg/jam} = 10995,88 \text{ lb/jam}$$

$$G_a = \frac{W_a}{A_a} = \frac{10995,88}{0,020443} = 537869,5 \text{ lb/jamft}^2$$

##### Diameter Equivalent (De)

$$D_e = \frac{(OD^2 - ID^2)}{ID} = \frac{0,2557^2 - 0,1983^2}{0,198} = 0,0260 \text{ ft}$$

**Bilangan Reynold (Re)**

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{D_e \cdot G_a}{\mu} \\ &= \frac{0,0260 \text{ ft} \times 537869,5 \text{ lb/jamft}^2}{0,025075 \text{ lb/ft.jam}} = 558350,396 \end{aligned}$$

**Bilangan Prandl**

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \frac{C_p \times \mu_{\text{uav}}}{k_{\text{thav}}} \\ &= \frac{0,8346 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times 0,025074551 \text{ lb/ft.jam}}{0,4123412 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}} = 0,050754 \end{aligned}$$

**Mencari ho**

$$\begin{aligned} h_o &= 0,36 \times \frac{k_{\text{thav}}}{D_e} \times \text{Re}^{0,8} \times \text{Pr}^{1/3} \\ h_o &= 0,36 \times \frac{0,4123 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}}{0,0260 \text{ ft}} \times 558350,4^{0,8} \times 0,050754^{1/3} \\ h_o &= 83582,0601 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F} \end{aligned}$$

**b. Inner Pipe (Fluida Dingin)**

$$\begin{aligned} \text{OD ip} &= 3,5 \text{ in} = 0,2917 \text{ ft} \\ \text{ID ip} &= 3,068 \text{ in} = 0,2557 \text{ ft} \\ \mu_{\text{dowtherm}} &= 9,59\text{E-}01 \text{ kg/m.jam} = 6,44\text{E-}01 \text{ lb/ft.jam} \\ c_p_{\text{dowtherm}} &= 45,272 \text{ kJ/kgK} = 19,4637 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \\ k_{\text{th dowtherm}} &= 104,0462 \text{ kJ/jam.m.K} = 0,0167 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F} \\ \rho_{\text{dowtherm}} &= 848,5373 \text{ kg/m}^3 = 52,9725 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

**Luas Aliran Inner Pipe**

$$a_p = \frac{\pi \cdot \text{ID}^2}{4} = \frac{3,14 \times 0,2557^2}{4} = 0,051312 \text{ ft}^2$$

**Fluks massa pada Inner Pipe**

$$\begin{aligned} W_p &= 11500 \text{ kg/jam} = 25353,16 \text{ lb/jam} \\ G_p &= \frac{W_s}{a_p} = \frac{25353,1601}{0,0513} = 494099,2839 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

**Bilangan Reynold**

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\text{ID} \cdot G_p}{\mu} = \frac{0,2557 \text{ ft} \times 494099,3 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,6444 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 196048,6834 \end{aligned}$$

**Menghitung hi dan hio**

Dari Fig. 28 Kern, D.Q., hal. 838 diperoleh = 300

$$h_i = \frac{k \times J_H}{D_e} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= \frac{0,0167 \times 300 \left( \frac{19,4637 \times 6,44E-01}{0,0167} \right)^{1/3}}{0,0260} \\
 &= 1750,23746 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F} \\
 h_{io} &= \frac{ID}{OD} \times h_i = \frac{0,255667}{0,29167} \times 1750,23746 \\
 &= 1534,20815 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

**Menghitung Uc**

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = 1506,554 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

**Menghitung Rd**

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,016923 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/BTU}$$

Faktor pengotoran min (Table 11-3, Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$R_d \text{ min} = 0,0020 \text{ h.ft}^2.\text{°F/BTU}$$

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

**5. Menghitung Pressure Drop****a. Annulus (Fluida Panas)**

Diketahui data:

$$Re = 558350,396$$

Dari fig. 26, Kern, 1995 page 836, diperoleh:

$$\text{Friction factor (f)} = 0,00013$$

Asumsi  $\phi_s = 1$

$$\begin{aligned}
 \text{specific gravity (s)} &= \frac{\rho_{\text{mix}}}{\rho_{\text{udara}}} \\
 &= \frac{1,645 \text{ kg/m}^3}{0,268 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 6,141
 \end{aligned}$$

$$\Delta Pa = \frac{f \times G_a^2 \times D_s \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times spgr \times \phi_s}, \text{ psi} \quad (\text{Fig. 26, Kern, 1995 page 836})$$

Keterangan :

f = Faktor koreksi

$G_a$  = Flux massa (lb/jam-ft<sup>2</sup>)

$D_e$  = Diameter ekivalen (ft)

L = Panjang pipa standar (ft)

spgr = Specific gravity

$$\Delta Pa = \frac{0,00013 \times 537869,5^2 \times 0,256 \times 2}{5,22E+10 \times 0,0260 \times 6,141 \times 1} = 0,002305 \text{ psi}$$

**Menghitung Return Pressure Drop**

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

Dengan  $G_a = 537869,5313 \text{ lb/jamft}^2$

Maka dari fig. 27, Kern, 1995 page 837, didapat:

$$\frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right) = 0,033$$

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

$$\Delta Pr = \frac{4 \cdot 2}{6,141} \cdot 0,033$$

$$\Delta Pr = 0,04299 \text{ psi}$$

Maka:

$$\Delta P_T = \Delta P_a + \Delta Pr$$

$$= 0,002305 + 0,04299$$

$$= 0,045295 \text{ psi}$$

Pressure drop maximum 2 psi

$\Delta P_T$  lebih kecil daripada  $\Delta P_{max}$  sehingga alat layak untuk digunakan.

**b. Inner pipe (Fluida Dingin)**

Diketahui data:

$$Re = 196048,6834$$

Dari fig. 26, Kern, 1995 page 836, diperoleh:

$$\text{Friction factor (f)} = 0,00016$$

Asumsi  $\phi_t = 1$

$$\Delta P_{ip} = \frac{f \times G_{ip}^2 \times L \times n}{2 \times g \times \rho \times ID_{ip} \times \phi_t} \text{ ,psi} \quad (\text{Fig. 26, Kern, 1995 page 836})$$

$$\Delta P_{ip} = \frac{0,00016 \cdot 494099,3^2 \cdot 0,256 \cdot 2}{2 \cdot 4,17E+08 \cdot 52,9725 \cdot 0,2557 \cdot 1} = 0,001768 \text{ psi}$$

**Menghitung Return Pressure Drop**

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

Dengan  $G_{ip} = 494099,28 \text{ lb/jamft}^2$

Maka dari fig. 27, Kern, 1995 page 837, didapat:

$$\frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right) = 0,03$$

$$\text{specific gravity (s)} = \frac{\rho_{mix}}{\rho_{water}} = \frac{848,54 \text{ kg/m}^3}{369,9 \text{ kg/m}^3} = 2,2937$$

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot 2}{2,2937} \cdot 0,03 = 0,1046 \text{ psi}$$

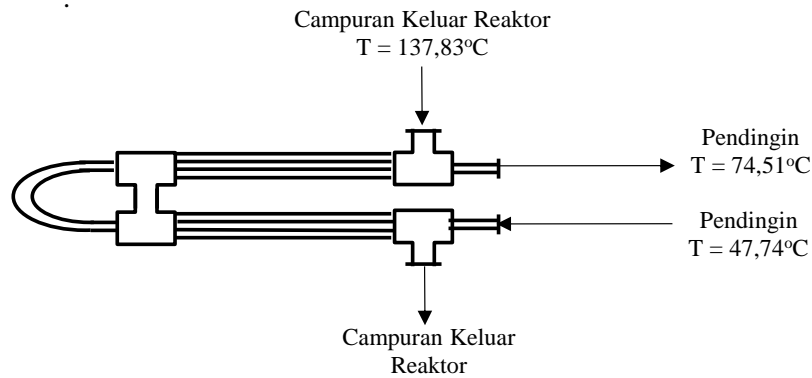
$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_{ip} + \Delta P_r \\ &= 0,0018 + 0,1046 \\ &= 0,1064 \text{ psi} \end{aligned}$$

Pressure drop maximum= 5 psi

$\Delta P_T$  lebih kecil daripada  $\Delta P_{max}$  sehingga alat layak untuk digunakan.

### RINGKASAN COOLER 1 (CL-01)

Alat : Cooler 1  
 Kode : CL-01  
 Tugas : Menurunkan suhu keluaran reaktor hingga suhu  $84,06^{\circ}\text{C}$  dengan media pendingin dowtherm A  
 Jenis Alat : *Double-pipe Heat Exchanger*  
 Sketsa :



Kondisi Operas :

$$P = 1,8146 \text{ atm} = 1379,0960 \text{ mmHg}$$

$$T_1 = 137,83 \text{ }^{\circ}\text{C} = 410,98 \text{ K}$$

$$T_2 = 84,06 \text{ }^{\circ}\text{C} = 357,21 \text{ K}$$

Ukuran Alat :

Spesifikasi	Annulus	Inner Pipe
IPS (in)	3	2,00
OD (in)	3,5	2,38
ID (in)	3,068	2,067
Sch No.	40	40
ao (ft <sup>2</sup> /ft)	0,917	0,622
a't	7,38	3,4

$$\text{Panjang tube} = 20 \text{ ft} = 6,096 \text{ m}$$

$$\text{Luas perpindahan kalor standar} = 9,2457 \text{ m}^2$$

$$\text{Beban Panas} = 520632,8902 \text{ kJ/jam}$$

Media Pendingin :

$$\text{Jenis} = \text{Dowtherm A}$$

$$\text{Suhu masuk} = 47,86 \text{ }^{\circ}\text{C} = 321,01 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar} = 74,63 \text{ }^{\circ}\text{C} = 347,78 \text{ K}$$

$$\text{Massa pendingir} = 11500 \text{ kg/jam}$$

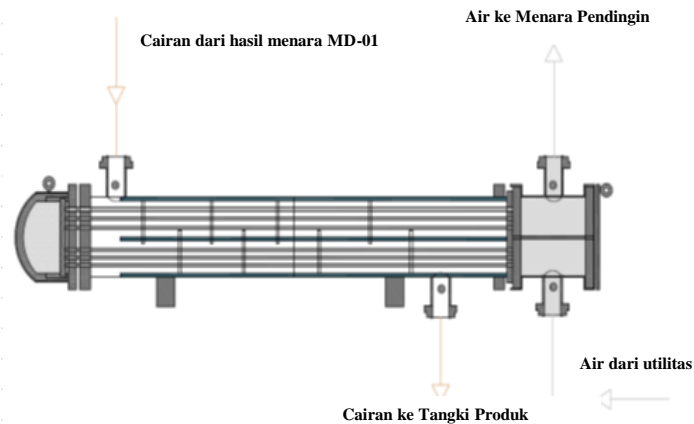
---

Koefisien Perpindahan Panas :

ho	=	83582,06	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
hio	=	1534,208	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	=	1506,554	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	=	56,8610	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Rd terhitung	=	0,0169	h.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Rd minimum	=	0,002	h.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Pressure drop annulus	=	0,0453	psi
Pressure drop pipe	=	0,1064	psi

**COOLER (CL-02)**

Tugas : Mendinginkan cairan hasil atas MD-01 sebelum masuk tangki produk  
 Jenis alat : Penukar kalor selongsong dan tabung  
 Sketsa :



Data :

Fluida Panas

Suhu Masuk (T1) = 58,52 °C = 331,67 K  
 Suhu keluar (T2) = 40,00 °C = 313,15 K  
 Tekanan = 1,0762 atm

Komposisi fluida panas

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,9920	65,9721	58,080	3831,6622
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0080	0,5320	60,096	31,9731
Total	1,0000	66,5042		3863,6353

**Kapasitas Panas Fase Cair**

Diperoleh daripersamaan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

(kJ/kmolK)

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4,69E+01	6,27E-01	-2,1E-03	2,96E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	7,25E+01	7,96E-01	-2,63E-03	3,65E-06
H <sub>2</sub> O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07



**Viskositas fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-7,213E+00	9,031E+02	1,839E-02	-2,035E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Konduktivitas thermal fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} k_{liq} = A + B [1-T/C]^{27} \quad (\text{Organik})$$

$$k = A + B T + C T^2 \quad (\text{Anorganik})$$

k<sub>liq</sub> : konduktivitas thermal fase cair [W/m.K]

A, B, C : konstanta

T : Suhu Operasi [K]

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-1,3857	0,7643	508,2
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-1,3721	0,658	508,31
H <sub>2</sub> O	-0,2758	0,00461	-5,5319E-06

**Densitas Cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	C	T <sub>c</sub>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
H <sub>2</sub> O	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Langkah perhitungan**

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalar dalam tabung , selongsong dan gabungan
8. Faktor pengotoran
9. Penurunan tekanan

**1. Beban Panas**

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_t = \sum f_{mass_i} \times c_{pl_i} \times (T_2 - T_1)$$

Dengan hubungan :

$c_{pl}$  : kapasitas panas masing2 komponen [ kJ /kmol K ]

$L_{mass}$  : kecepatan massa masing2 komponen, [ kmol /jam ]

$Q_t$  : Beban panas total [ kJ /jam ]

$T_1$  : suhu fluida dingin masuk [ K ]

$T_2$  : suhu fluida dingin keluar [ K ]

Panas yang dibawa umpan:

$$\text{Suhu masuk (T1)} = 58,52 \text{ } ^\circ\text{C} = 331,67 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (T2)} = 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rata-rata (Tavg)} = 49,262 \text{ } ^\circ\text{C} = 322,41 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	cpl	$L_{mass} \times c_{pl}$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	65,9721	2449,5997	161605,347
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,5320	3291,1168	1750,984
Total	66,5042		163356,331

$$Q_t = 163356,331 \text{ kJ/jam}$$

**2. Media Pendingin**

Sebagai media pendingin dipakai air

$$\text{Tekanan} = 1,076 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu Masuk (t1)} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu Keluar (t2)} = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rerata (tav)} = 34 \text{ } ^\circ\text{C} = 307,15 \text{ K}$$

$$\text{Heat Capacity (Cp)} = 602,9422 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\text{Konduktivitas thermal (kth)} = 0,6189 \text{ J/s.m.K} = 2,228 \text{ kJ/jam.m.K}$$

$$\text{Rapat Massa} = 1,0192 \text{ g/ml} = 1019,2 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas} = 7,486\text{E-}04 \text{ kg/m.s}$$

Massa air yang diperlukan:

$$m_{air} = \frac{Q_t}{c_{pair} (t_2 - t_1)}$$

$$\begin{aligned} m_{air} &= \frac{163356,331 \text{ kJ/jam} \times 18,015 \text{ kg/kmol}}{602,9422 \text{ kJ/kmol}} \\ &= 4880,840 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### 3. Beda suhu rerata

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	331,67	313,15	28,52
Dingin	303,15	311,15	2,00

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{2,00 - 28,52}{\ln\left(\frac{2,00}{28,52}\right)} \\ &= 9,98 \text{ K} \end{aligned}$$

### 4. Koefisien perpindahan kalor

Cold Fluid : Heavy oil

Hot Fluid : Water

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m <sup>2</sup> ·°C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

$$\begin{aligned} \text{Dipilih : } Ud &= 400 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C} \\ &= 0,4 \text{ kJ/s.m}^2 \cdot \text{K} = 1440 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

**5. Alat Penukar Kalor standard**

- a. Menentukan Luas Perpindahan Panas dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Qt}{Ud \Delta t}$$

Dengan hubungan :

- A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m<sup>2</sup>]
- Qt : Beban panas [kJ/jam]
- Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m<sup>2</sup>.jam.K]
- Δt : Beda suhu rerata [K]

$$\begin{aligned} A &= \frac{163356,3308 \text{ kJ/jam}}{1440 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \times 9,98 \text{ K}} \\ &= 11,3662 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- b. Ukuran tabung

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

**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. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel	
					Outside	Inside		
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.433	
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403	
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0949	0.379	
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258	
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190	
3/4	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		0.1383	0.817	
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727	
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647	
1	15	0.072	0.606	0.289	0.2618	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	
	8	0.165	0.670	0.355		0.3271	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			
1 1/4	8	0.165	0.920	0.665	0.3925	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	
1 1/2	13	0.095	1.06	0.884	0.3925	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		
1 3/4	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	1.21			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
2	13	0.095	1.31	1.35	0.3925		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.41			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	

Dipilih 3/4 " OD , 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

$$\text{Diameter luar tabung [Od]} : 0,7500 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0191 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung [Id]} : 0,5840 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0148 \text{ m}$$

$$\text{Luas area per tube [At]} : 0,2680 \text{ in}^2 \times [0,0254 \text{ m/in}]^2 = 0,0002 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Outside [Ao]} : 0,1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \times [0,3048 \text{ m}^2/\text{m}] = 0,0598 \text{ m}^2$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart , 6 ft , 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Towler dan Sinnott ,Chemical Engineering Design Principles , Mc Graw Hill  
New York, 2008, halaman 805

$$\text{Dipilih panjang tabung} \quad L = 10 \text{ ft} = 3,048 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$\begin{aligned} nt &= \frac{11,3662 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,048 \text{ m}} \\ &= 62,3256513 \end{aligned}$$

d. Alat penukar kalor standar

Dipilih dari tabel 10-10A, Ludwig, E.E., hal 49

Table 10-10A  
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger  $3/4$ -in.  
O.D. Tubes on  $15/16$ -in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih:

Diameter selongsong [Ids]	=	10 in	=	0,254 m
Jumlah tabung [nt]	=	68		
Pass tabung [np]	=	2		
Susunan	=	3/4" pada 15/16" Triangular Pitch		
Pitch	=	0,9375 in	=	0,0238 m
Diameter ekuivalen [De]	=	0,55 in (Fig 28, Kern, D.Q)		
	=	0,01397 m		

e. Luas perpindahan kalor standar terkoreksi

$$\begin{aligned}
 A &= nt \times a'' \times L \\
 &= 68 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 3,048 \text{ m} \\
 &= 12,4011 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

f. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{163356,3308 \text{ kJ/jam}}{12,4011 \text{ m}^2 \times 9,98 \text{ K}} \\
 &= 1319,8373 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

## 6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam selongsong dan fluida dingin dialirkan dalam tabung

## 7. Koefisien perpindahan kalor dalam tube, shell, dan gabungan

- Shell (Fluida Panas)

a. Menghitung luas aliran

Dihitung dengan persamaan

$$as = \frac{Ids B C'}{Pitch}$$

as	=	Luas aliran [m <sup>2</sup> ]
B	=	Jarak antar baffle [m]
C'	=	Clearance [m]
Pitch	=	Pitch [m]

$$\begin{aligned}
 B &= \frac{Ids}{4} = \frac{0,254 \text{ m}}{4} \\
 &= 0,0635 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 C' &= \text{Pitch} - \text{OD} \\
 &= 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\
 &= 0,0048 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{as} &= \frac{0,254 \text{ m} \times 0,0635 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}} \\
 &= 0,0032 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

b. Menghitung fluks massa

$$G_s = \frac{\text{kec. massa fluida dingin}}{\text{as}}$$

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{3863,6353 \text{ kg/jam}}{0,0032 \text{ m}^2} \\
 &= 1197729,34 \text{ kg/jam.m}^2
 \end{aligned}$$

c. Sifat fisis fase cair

$$\begin{aligned}
 T_1 &= 331,67 \text{ K} \\
 T_2 &= 313,15 \text{ K} \\
 T_{\text{av}} &= 322,412 \text{ K}
 \end{aligned}$$

#### Konduktivitas termal

Komponen	BM	kmol / jam	yi	kth	yi.kth. BM <sup>1/3</sup>	yi.BM <sup>1/3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	65,972	0,992	0,0783	0,3008	3,8417
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	0,532	0,008	0,0739	0,0023	0,0313
Total		66,504	1	0,152	0,3031	3,8730

$$\begin{aligned}
 k_{\text{thav}} &= 0,0783 \text{ J/s.m.K} \\
 &= 0,2817 \text{ kJ/jam.m.K}
 \end{aligned}$$

#### Viskositas

Komponen	BM	kmol / jam	yi	miu (cp)	miu.yi. BM <sup>0,5</sup>	yi.BM <sup>0,5</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	65,972	0,992	0,2513	1,8998	7,5601
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	0,532	0,008	0,9922	0,0615	0,062
Total		66,504	1	1,2435	1,9613	7,6221

$$\begin{aligned}
 \mu_{\text{uav}} &= 0,2573 \text{ cP} \\
 &= 0,926352 \text{ kg/m.jam}
 \end{aligned}$$

**Kapasitas panas**

Komponen	BM	kmol / jam	yi	cp (kJ/kmol.K)	cp.yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	65,972	0,992	132,2122	131,1545
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,10	0,532	0,008	177,6359	1,4211
Total		66,504	1	309,8481	132,5756

$$C_p = 132,5756 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$BM_{camp} = 58,0961 \text{ kg/kmol}$$

$$C_{pav} = 2,2820 \text{ kJ/kg.K}$$

## d. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{G_s \times Ids}{\mu_{iav}}$$

$$= \frac{1197729,34 \text{ kg/jam.m}^2 \times 0,254 \text{ m}}{0,926352 \text{ kg/m.jam}}$$

$$= 328409,8176$$

## e. Bilangan Prandl

$$Pr = \frac{C_p \times \mu_{iav}}{k_{thav}}$$

$$= \frac{2,2820 \text{ kJ/kg.K} \times 0,926352 \text{ kg/m.jam}}{0,2817 \text{ kJ/jam.m.K}}$$

$$= 7,5037$$

## f. Mencari ho

$$h_o = 0,36 \times \frac{k_{thav}}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,2816 \frac{\text{kJ}}{\text{jam.m.K}}}{0,01397 \text{ m}} \times 422290,5583^{0,8} \times 7,4998^{1/3}$$

$$h_o = 367971,9849 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

## ● Tube (Fluida Dingin)

## a. Luas aliran

$$at = \frac{nt \ at'}{np}$$

$$at = \frac{68 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} = 0,0059 \text{ m}^2$$



b. Fluks massa

$$Gt = \frac{\text{kec. massa fluida dingin}}{\text{as}}$$

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{4880,8397 \text{ kg/jam}}{0,0059 \text{ m}^2} \\ &= 830258,6334 \text{ kg/jam.m}^2 = 230,6274 \text{ kg/s.m}^2 \end{aligned}$$

c. Kecepatan linier

$$\begin{aligned} v_{\text{lin}} &= \frac{Gt}{\rho l} \\ &= \frac{830258,6334 \text{ kg/jam.m}^2}{1019,19369 \text{ kg/m}^3} \\ &= 814,6230 \text{ m/jam} = 0,2263 \text{ m/s} \end{aligned}$$

d. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned} Re &= \frac{Id \ Gt}{\mu} \\ Re &= \frac{0,0148 \text{ m} \times 830258,6334 \text{ kg/jam.m}^2}{2,6950 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 4569,828362 \end{aligned}$$

e. Koefisien perpindahan kalor

$$hi = \frac{4,2 (1,35 + 0,02 \text{ tav}) v_{\text{lin}}^{0,8}}{Id^{0,2}}$$

(Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827 )

Dengan hubungan:

Id : diameter dalam [m]

hi : koefisien transfer panas dalam tabung [kJ/m<sup>2</sup>.s.K]

tav : suhu rerata [K]

vlin : kecepatan linear [m/s]

$$hi = \frac{4,2 \times (1,35 + 0,02 \times 307,15 \text{ K}) \times 0,23^{0,8}}{0,0148^{0,2}}$$

$$\begin{aligned} hi &= 22,2525 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K} \\ &= 80109,0438 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \frac{h_i \times Id}{Od} \\
 &= \frac{80109,0438 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \times 0,0148 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \\
 &= 62378,2421 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{62378,2421 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} \times 367971,9849 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}}{62378,2421 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K} + 367971,9849 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}} \\
 &= 53336,66425 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}
 \end{aligned}$$

### 8. Faktor pengotor

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 R_d &= \frac{1}{1319,8373 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}} - \frac{1}{53336,66425 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}} \\
 &= 0,00073892 \text{ m}^2 \cdot \text{jam.K/kJ} = 2,6601 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotoran minimum

$$R_d \text{ min} = 0,003 \text{ ft}^2 \cdot \text{jam.}^\circ\text{F/BTU} = 0,52832847 \text{ m}^2 \cdot \text{s.K/kJ}$$

$R_d$  terhitung >  $R_d$  minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat

### 9. Penurunan tekanan

- Shell (Fluida panas)

- a. Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{[328409,8176]^{0,42}}$$

$$f = 0,00477265$$

- b. Penurunan Tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G_s^2 Id_s}{2 \rho f De}$$

$$\begin{aligned}
 (N+1) &= \frac{L}{B} = \frac{3,048 \text{ m}}{0,0635 \text{ m}} \\
 &= 48
 \end{aligned}$$

Komponen	kg/jam	f. massa	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	f.massa x $\rho$ , kg/m <sup>3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	3831,6622	0,9917	321,598	318,9368
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	31,9731	0,0083	301,424	2,4944
Total	3863,6353			321,4312

$$\rho_l = 321,4312 \text{ kg/m}^3$$

$$\Delta P_s = \frac{0,0048 \times 48 \times 3 \left[ 2,703 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \times \right]^2 \cdot 0,254 \text{ m}}{2 \times 321,4312 \text{ kg/m}^3 \times 0,0140 \text{ m}}$$

$$= 14,94139922 \text{ Pa}$$

$$= 0,00014746 \text{ atm}$$

$$\Delta P_{s\text{max}} = 5 \text{ Psi} = 0,3401 \text{ atm}$$

$\Delta P_s \leq \Delta P_s$  maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

- Tube (Fluida dingin)

- a. Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{\text{Re}^{0,32}}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{4645,4922^{0,32}}$$

$$f = 0,0098$$

- b. Penurunan tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_t = \frac{4fGt^2L np}{2\rho Id}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

Gt : Flux massa [kg/m<sup>2</sup>.s]

Id : diameter dalam tabung [m]

np : jumlah pass tabung

$\Delta P_t$  : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0098 \times \left( 234,451 \frac{\text{kg}}{\text{s} \cdot \text{m}^2} \right)^2 \times 3,048 \text{ m} \times 2}{2 \times 1019,2 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0148 \text{ m}}$$

$$\Delta P_t = 421,5738 \text{ Pa}$$

$$= 0,00416 \text{ atm}$$

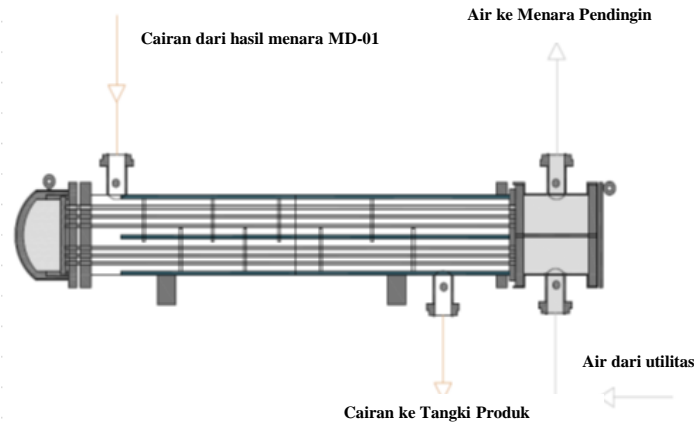
$$\Delta P_{t\text{max}} = 5 \text{ Psi} = 0,3401 \text{ atm}$$

$\Delta P_t \leq \Delta P_t$  maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

---

**RINGKASAN COOLER 2 (CL-02)**

Alat : Cooler 2  
 Kode : CL-02  
 Tugas : Mendinginkan cairan hasil atas MD-01 sebelum masuk tangki produk  
 Jenis Alat : Penukar kalor selongsong dan tabung  
 Sketsa :



Kondisi Operasi :  
 $P = 1,0762 \text{ atm} = 817,8760 \text{ mmHg}$   
 $T_1 = 58,52 \text{ } ^\circ\text{C} = 331,67 \text{ K}$   
 $T_2 = 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$

Ukuran Alat :  
 Ids = 10 in = 0,254 m  
 Jumlah pipa = 68  
 Jumlah pass = 2  
 Susunan pipa = 3/4" pada 15/16" Triangular Pitch  
 Panjang tube = 10 ft = 3,048 m  
 Luas perpindahan kalor standar = 12,4011 m<sup>2</sup>  
 Beban Panas = 163356,331 kJ/jam

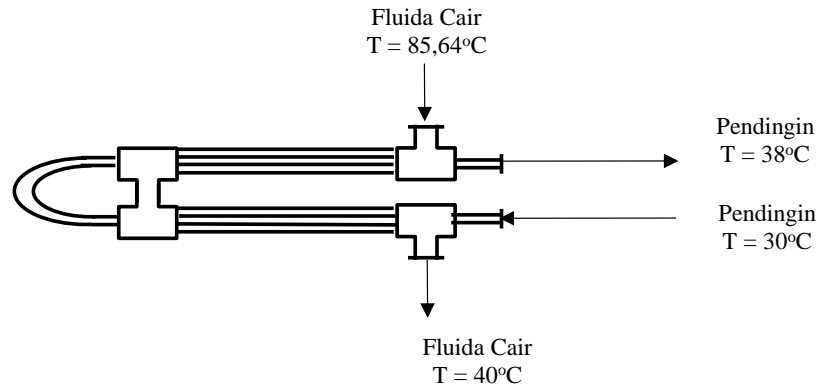
Media Pendingin :  
 Jenis = Air  
 Suhu masuk = 30 °C = 303,15 K  
 Suhu keluar = 38 °C = 311,15 K  
 Massa Air yang diperlukan = 4880,8397 kg/jam

---

Koefisien Perpindahan Panas	:			
ho	=	367971,9849		$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
hio	=	62378,2421		$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Uc	=	53336,66425		$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Ud	=	1319,8373		$\text{kJ/jam.m}^2.\text{K}$
Rd terhitung	=	2,6601		$\text{m}^2.\text{s.K/kJ}$
Rd minimum	=	0,5283		$\text{m}^2.\text{s.K/kJ}$
Pressure drop shell	=	14,9414	Pa =	0,0001 atm
Pressure drop tube	=	421,5738	Pa =	0,0042 atm

**COOLER (CL-03)**

Tugas : Mendinginkan cairan purging hasil atas MD-02  
 Jenis alat : *Double-pipe Heat Exchanger*  
 Sketsa :



Data :

Fluida Panas

$$\text{Suhu Masuk (T1)} = 83,88 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,03 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (T2)} = 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1,1643 \text{ atm}$$

Komposisi fluida panas

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,1151	0,4667	58,08	27,1088
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,8481	3,4395	60,096	206,6999
H <sub>2</sub> O	0,0368	0,1493	18,015	2,6894
Total	1,0000	4,0555		236,4981

**Kapasitas Panas Fase Cair**

Diperoleh daripersamaan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

(kJ/kmolK)

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4,69E+01	6,27E-01	-2,1E-03	2,96E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	7,25E+01	7,96E-01	-2,63E-03	3,65E-06
H <sub>2</sub> O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

**Viskositas fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-7,213E+00	9,031E+02	1,839E-02	-2,035E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Konduktivitas thermal fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} k_{liq} = A + B [1-T/C]^{27} \quad (\text{Organik})$$

$$k = A + B T + C T^2 \quad (\text{Anorganik})$$

kliq : konduktivitas thermal fase cair [W/m.K]

A, B, C : konstanta

T : Suhu Operasi [K]

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-1,3857	0,7643	508,2
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-1,3721	0,658	508,31
H <sub>2</sub> O	-0,2758	0,00461	-5,5319E-06

**Densitas Cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	C	Tc
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
H <sub>2</sub> O	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Langkah perhitungan**

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalar dalam tabung , selongsong dan gabungan
8. Faktor pengotoran
9. Penurunan tekanan

**1. Beban Panas**

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_t = \sum f_{mass_i} \times c_{pl_i} \times (T_2 - T_1)$$

Dengan hubungan :

$c_{pl}$  : kapasitas panas masing2 komponen [ kJ /kmol K ]

$L_{mass}$  : kecepatan massa masing2 komponen, [ kmol /jam ]

$Q_t$  : Beban panas total [ kJ /jam ]

$T_1$  : suhu fluida dingin masuk [ K ]

$T_2$  : suhu fluida dingin keluar [ K ]

Panas yang dibawa umpan:

$$\text{Suhu masuk (T1)} = 83,88 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,03 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (T2)} = 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rata-rata (Tavg)} = 61,939 \text{ } ^\circ\text{C} = 335,09 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	cpl	$L_{mass} \times c_{pl}$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,4667	5930,2288	2767,931
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	3,4395	7939,3339	27307,296
$\text{H}_2\text{O}$	0,1493	3296,9416	492,186
Total	3,9062		30075,227

$$Q_t = 30075,227 \text{ kJ/jam} = 28505,8112 \text{ BTU/jam}$$

**2. Media Pendingin**

Sebagai media pendingin dipakai air

$$\text{Tekanan} = 1,164 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu Masuk (t1)} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu Keluar (t2)} = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rerata (tav)} = 34 \text{ } ^\circ\text{C} = 307,15 \text{ K}$$

$$\text{Heat Capacity (Cp)} = 602,9422 \text{ kJ/kmol.K} = 10,033 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Kondktivitas thermal (kth)} = 0,6189 \text{ J/s.m.K} = 2,228 \text{ kJ/jam.m.K}$$

$$\text{Rapat Massa} = 1,0192 \text{ g/ml} = 1019,2 \text{ kg/m}^3$$



$$\text{Viskositas} = 7,486\text{E-}04 \text{ kg/m.s}$$

Massa air yang diperlukan:

$$m_{\text{air}} = \frac{Qt}{c_{\text{pair}} (t_2 - t_1)}$$

$$\begin{aligned} m_{\text{air}} &= \frac{30075,227 \text{ kJ/jam} \times 18,015 \text{ kg/kmol}}{602,9422 \text{ kJ/kmol}} \\ &= 898,602 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### 3. Beda Suhu Rerata

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	357,03	313,15	45,88
Dingin	311,15	303,15	10,00

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{45,88 - 10,00}{\ln \frac{45,88}{10,00}} \\ &= 23,55 \text{ K} \end{aligned}$$

Fluida	Suhu Atas (°F)	Suhu Bawah (°F)	delT
Panas	182,98	104,00	82,58
Dingin	100,40	86,00	18,00

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{82,58 - 18,00}{\ln \frac{82,58}{18,00}} \\ &= 42,39 \text{ °F} \end{aligned}$$

#### 4. Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan tabel 8 Kern hal 840

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	$U$ ( $W/m^2C$ )
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } U_d &= 600 \text{ J/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\ &= 2160 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

#### 5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [ $m^2$ ]

$Q_t$  : Beban panas [ $kJ/jam$ ]

$U_d$  : Koefisien perpindahan kalor design [ $kJ/m^2 \cdot jam \cdot K$ ]

$\Delta t$  : Beda suhu rerata [ $K$ ]

$$\begin{aligned} A &= \frac{30075,2268 \text{ kJ/jam}}{2160 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 23,55 \text{ K}} = 0,5912 \text{ m}^2 \\ &= 6,36378188 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena luas perpindahan kalor  $< 10 \text{ m}^2$ , maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah pipa ganda (*double-pipe heat exchanger*).

Route fluida:

Inner pipe : cold fluid (Air), kecepatan : 898,6022 kg/jam  
 Annulus : hot fluid, kecepatan : 236,4981 kg/jam

### 3. Pemilihan Pipa

Dari tabel 11 (Kern, 1965) dipilih pipa :

Pipa luar ( <i>annulus</i> )		Pipa dalam	
IPS	= 2	IPS	= 1,25
OD	= 2,38 in	OD	= 1,66 in
ID	= 2,067 in	ID	= 1,38 in
Sch No	= 40	Sch No	= 40
ao	= 0,622 ft <sup>2</sup> /ft	ao	= 0,435 ft <sup>2</sup> /ft
a't	= 3,35 in <sup>2</sup>	a't	= 1,5 in <sup>2</sup>

Panjang yang dibutuhkan:

$$Lt = \frac{A}{a \text{ ip}'}$$

Dimana:

Lt = Panjang yang dibutuhkan (ft)

A = Luas transfer panas (ft<sup>2</sup>)

a ip = Luas permukaan per satuan panjang, pada inner pipe (ft<sup>2</sup>/ft)

Maka,

$$Lt = \frac{6,36378188 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 14,6294 \text{ ft}$$

Panjang pipa efektif untuk alat penukar kalor pipa ganda (*Double Pipe Heat Exchanger*) umumnya berkisar antara 12 ft, 15 ft, atau 20 ft. (Kern, D.Q., hal.103)

Dipilih panjang pipa (L) = 12 ft

Satu Hairpin terdiri dari 2 pipa, n = 2

Maka jumlah hairpin yaitu:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah hairpin (Nh)} &= \frac{Lt}{2 \times L} = \frac{14,6294 \text{ ft}}{24 \text{ ft}} = 0,6096 \\ &= 1 \text{ Hairpin} \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas total terkoreksi :

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= Lt \times Nh \times 2 \times a_o \text{ inner pipe} \\ &= 12 \text{ ft} \times 1 \times 2 \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 10,44 \text{ ft}^2 = 0,9699 \text{ m}^2 \\ &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta T \text{ LMTD}} \\ &= \frac{28505,81 \text{ BTU/jam}}{10,44 \text{ ft}^2 \times 82,579 \text{ }^\circ\text{F}} \end{aligned}$$

$$= 33,0645 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$= 675,8972 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}$$

#### 4. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Inner Pipe, Annulus, dan Gabungan

##### a. Anulus (Fluida Panas)

$$T1 = 357,03 \text{ K}$$

$$T2 = 313,15 \text{ K}$$

$$T_{av} = 335,089 \text{ K}$$

##### Konduktivitas termal

Komponen	BM	kmol / jam	yi	kth	yi.kth. BM <sup>1/3</sup>	yi.BM <sup>1/3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,467	0,1151	0,0749	0,0334	0,4457
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	3,439	0,8481	0,0711	0,2363	3,3220
H <sub>2</sub> O	18,015	0,149	0,0368	0,6485	0,0626	0,0965
Total		4,056	1	0,795	0,3323	3,8642

$$k_{thav} = 0,0860 \text{ J/s.m.K}$$

$$= 0,3096 \text{ kJ/jam.m.K} = 0,6444 \text{ BTU/jam.ft.°F}$$

##### Viskositas

Komponen	BM	kmol / jam	yi	miu (cp)	miu.yi. BM <sup>0,5</sup>	yi.BM <sup>0,5</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,467	0,1151	0,2278	0,1998	0,8771
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	3,439	0,8481	0,7209	4,7398	6,5746
H <sub>2</sub> O	18,015	0,149	0,0368	0,4533	0,0708	0,1562
Total		4,056	1,000	1,402	5,010	7,608

$$\mu_{uav} = 0,6586 \text{ cP}$$

$$= 2,370904 \text{ kg/m.jam} = 1,5932 \text{ lb/ft.jam}$$

##### Kapasitas panas

Komponen	BM	kmol / jam	yi	cp (kJ/kmol.K)	cp.yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,467	0,1151	135,0108	15,5383
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	3,439	0,8481	180,7778	153,3177
H <sub>2</sub> O	18,015	0,149	0,0368	75,0877	2,7640
Total		4,056	1,000	390,8763	171,6200

$$C_p = 171,6200 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$BM_{camp} = 58,3150 \text{ kg/kmol}$$

$$C_{pav} = 2,9430 \text{ kJ/kg.K} = 1,2653 \text{ BTU/lb°F}$$

**Luas Aliran**

$$A_a = \pi/4 (D_2^2 - D_1^2)$$

Dengan:

$A_a$  = Luas Aliran

$$D_1 = \text{Diameter luar pipa dalam (inner pipe)} = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$D_2 = \text{Diameter dalam pipa luar (annulus)} = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$A_a = \frac{\pi}{4} \times [0,1723^2 - 0,1383^2]$$

$$= 0,00827 \text{ ft}^2$$

**Fluks massa dalam annulus**

$$W_a = 206,6999 \text{ kg/jam} = 455,695201 \text{ lb/jam}$$

$$G_a = \frac{W_a}{A_a} = \frac{455,69520}{0,00827} = 55079,9153 \text{ lb/jamft}^2$$

**Diameter Equivalent (De)**

$$D_e = \frac{(OD^2 - ID^2)}{ID} = \frac{0,1723^2 - 0,1383^2}{0,1383} = 0,0761 \text{ ft}$$

**Bilangan Reynold (Re)**

$$Re = \frac{D_e \cdot G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,0761 \text{ ft} \times 55079,9153 \text{ lb/jamft}^2}{1,59317422 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 2632,658103$$

**Bilangan Prandl**

$$Pr = \frac{C_p \times \mu_{av}}{k_{thav}}$$

$$= \frac{1,2653 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times 1,593174217 \text{ lb/ft.jam}}{0,6443910 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}}$$

$$= 3,1282$$

**Mencari ho**

$$h_o = 0,36 \times \frac{k_{thav}}{D_e} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{0,6444 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}}{0,0761 \text{ ft}} \times 2632,7^{0,8} \times 3,1282^{1/3}$$

$$h_o = 2427,7307 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{}^\circ\text{F}$$

**b. Inner Pipe (Fluida Dingin)**

$$\begin{aligned}
 \text{OD ip} &= 2,38 \text{ in} = 0,19833 \text{ ft} \\
 \text{ID ip} &= 2,067 \text{ in} = 0,17225 \text{ ft} \\
 \mu \text{ air} &= 2,69501 \text{ kg/m.jam} = 1,81096 \text{ lb/ft.jam} \\
 c_p \text{ air} &= 10,033 \text{ kJ/kgK} = 4,3134 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \\
 k_{th} \text{ air} &= 2,2280 \text{ kJ/jam.m.K} = 4,6374 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F} \\
 \rho \text{ air} &= 1019,1937 \text{ kg/m}^3 = 63,62622 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

**Luas Aliran Inner Pipe**

$$a_p = \frac{\pi \cdot \text{ID}^2}{4} = \frac{3,14 \times 0,1723^2}{4} = 0,0233 \text{ ft}^2$$

**Fluks massa pada Inner Pipe**

$$\begin{aligned}
 W_p &= 1981,0788 \text{ lb/jam} \\
 G_p &= \frac{W_p}{a_p} = \frac{1981,0788}{0,0233} = 85057,69843 \text{ lb/jam.ft}^2
 \end{aligned}$$

**Bilangan Reynold**

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\text{ID} \cdot G_p}{\mu} = \frac{0,1723 \text{ ft} \times 85057,6984 \text{ lb/jam.ft}^2}{1,8110 \text{ lb/ft.jam}} \\
 &= 8090,2798
 \end{aligned}$$

**Menghitung hi dan hio**

Dari Fig. 28 Kern, D.Q., hal. 838 diperoleh  $j_H = 45$

$$h_i = \frac{k \times J_H}{D_e} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= \frac{4,6374}{0,0761} \times 45 \left( \frac{4,3134 \times 1,81096}{4,6374} \right)^{1/3} \\
 &= 3260,6974 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= \frac{\text{ID}}{\text{OD}} \times h_i = \frac{0,17225}{0,19833} \times 3260,6974 \\
 &= 2831,87458 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

**Menghitung Uc**

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = 1307,13779 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**Menghitung Rd**

$$Rd = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,02947884 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/BTU}$$

Faktor pengotoran minimum (Table 11-3, Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$Rd \text{ min} = 0,0030 \text{ h.ft}^2.\text{°F/BTU}$$

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

**5. Menghitung Pressure Drop****a. Annulus (Fluida Panas)**

Diketahui data:

$$Re = 2632,658103$$

Dari fig. 26, Kern, 1995 page 836, diperoleh:

$$\text{Friction factor (f)} = 0,0013$$

Asumsi  $\phi_s = 1$

Komponen	kg/jam	f. massa	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	f.massa x $\rho$ , kg/m <sup>3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	27,1088	0,1146	318,361	36,4924
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	206,6999	0,8740	299,007	261,3325
H <sub>2</sub> O	2,6894	0,0114	414,872	4,7178
Total	236,4981	1,0000		302,5427

$$\rho_l = 302,54 \text{ kg/m}^3 = 18,887 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{air}} = 318,36 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{specific gravity (s)} &= \frac{\rho_f}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{302,54 \text{ kg/m}^3}{318,36 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,95031322 \end{aligned}$$

$$\Delta Pa = \frac{f \times G_a^2 \times D_s \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times spgr \times \phi_s}, \text{ psi} \quad (\text{Fig. 26, Kern, 1995 page 836})$$

Keterangan :

f = Faktor koreksi

G<sub>a</sub> = Flux massa (lb/jam-ft<sup>2</sup>)

D<sub>e</sub> = Diameter ekivalen (ft)

L = Panjang pipa standar (ft)

spgr = Specific gravity

$$\begin{aligned} \Delta Pa &= \frac{0,0013 \times 55079,9153^2 \times 0,1723 \times 2}{5,22E+10 \times 0,0761 \times 0,9503 \times 1} \\ &= 3,597E-04 \text{ psi} \end{aligned}$$

**Menghitung Return Pressure Drop**

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

Dengan  $G_a = 55079,91527 \text{ lb/jamft}^2$

Return Pressure Drop dianggap sangat kecil maka diabaikan

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_a + \Delta P_r \\ &= 3,597E-04 + 0 \\ &= 0,00035968 \text{ psi} \end{aligned}$$

Pressure drop maximal = 2 psi

$\Delta P_T$  lebih kecil daripada  $\Delta P_{max}$  sehingga alat layak untuk digunakan.

**b. Inner pipe (Fluida Dingin)**

Diketahui data:

$Re = 8090,2798$

Dari fig. 26, Kern, 1995 page 836, diperoleh:

Friction factor ( $f$ ) = 0,00024

Asumsi  $\phi_t = 1$

$$\Delta P_{ip} = \frac{f \times G_{ip}^2 \times L \times n}{2 \times g \times \rho \times ID_{ip} \times \phi_t} \text{ ,psi} \quad (\text{Fig. 26, Kern, 1995 page 836})$$

$$\begin{aligned} \Delta P_{ip} &= \frac{0,0002 \times 85057,6984^2 \times 12 \times 2}{2 \times 416975040 \times 63,626 \times 0,1150 \times 1} \\ &= 0,00683 \text{ psi} \end{aligned}$$

**Menghitung Return Pressure Drop**

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

Dengan  $G_{ip} = 85057,69843 \text{ lb/jamft}^2$

Maka dari fig. 27, Kern, 1995 page 837, didapat:

$$\frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right) = 0,0011$$

$$\text{specific gravity (s)} = \frac{\rho_{mix}}{\rho_{water}} = \frac{1019,2 \text{ kg/m}^3}{1019,2 \text{ kg/m}^3} = 1$$

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

$$\Delta Pr = \frac{4 \times 2 \times 0,0011}{1} = 0,0088 \text{ psi}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_{ip} + \Delta P_r \\ &= 0,00683 + 0,0088 \\ &= 0,01563 \text{ psi} \end{aligned}$$

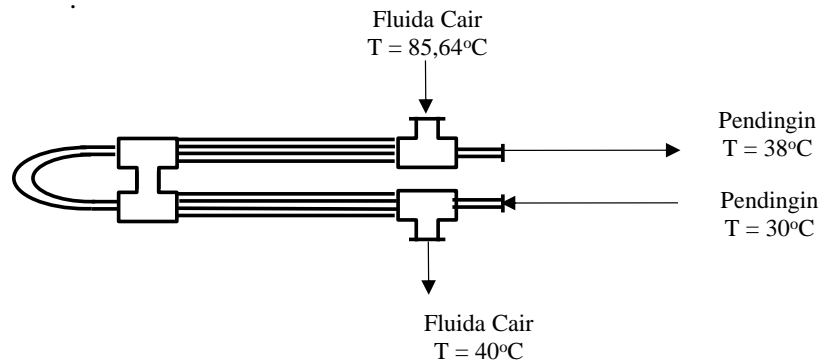
Pressure drop maximal = 5 psi

$\Delta P_T$  lebih kecil daripada  $\Delta P_{max}$  sehingga alat layak untuk digunakan.



### RINGKASAN COOLER (CL-03)

Alat : Cooler 3  
 Kode : CL-03  
 Tugas : Mendinginkan cairan purging hasil atas MD-02  
 Jenis Alat : *Double-pipe Heat Exchanger*  
 Sketsa :



Kondisi Operasi :

$$P = 1,1643 \text{ atm} = 885 \text{ mmHg}$$

$$T_1 = 83,88 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,03 \text{ K}$$

$$T_2 = 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

Ukuran Alat :

Spesifikasi	Annulus	Inner Pipe
IPS (in)	2	1,25
OD (in)	2,38	1,66
ID (in)	2,067	1,38
Sch No.	40	40
ao (ft <sup>2</sup> /ft)	0,622	0,435
a't	3,35	1,5

$$\text{Panjang tube} = 12 \text{ ft} = 3,6576 \text{ m}$$

$$\text{Luas perpindahan kalor standar} = 0,9699 \text{ m}^2$$

$$\text{Beban Panas} = 30075,2268 \text{ kJ/jam}$$

Media Pendingin :

$$\text{Jenis} = \text{Air}$$

$$\text{Suhu masuk} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar} = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,15 \text{ K}$$

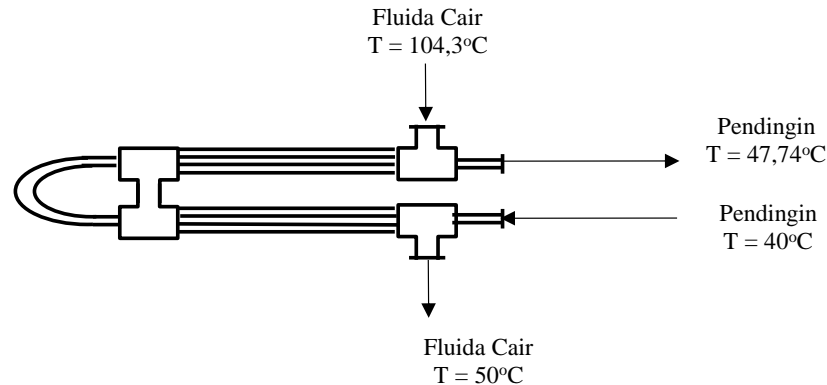
$$\text{Massa pendingin} = 898,60 \text{ kg/jam}$$

---

Koefisien Perpindahan Panas	:	
ho	=	2427,73 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
hio	=	2831,87 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	=	1307,1378 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	=	33,0645 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Rd terhitung	=	0,0295 h.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Rd minimum	=	0,003 h.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Pressure drop annulus	=	0,0004 psi
Pressure drop pipe	=	0,0156 psi

**COOLER (CL-04)**

Tugas : Mendinginkan cairan hasil bawah MD-02  
 Jenis alat : *Double-pipe Heat Exchanger*  
 Sketsa :



Data :

Fluida Panas

Suhu Masuk (T1) = 105,18 °C = 378,33 K  
 Suhu keluar (T2) = 50,00 °C = 323,15 K  
 Tekanan = 1,18 atm

Komposisi fluida panas

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0202	0,7022	60,096	42,1994
H <sub>2</sub> O	0,9798	34,0523	18,015	613,4524
Total	1,0000	34,7545		655,6517

**Kapasitas Panas Fase Cair**

Diperoleh daripersamaan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$$

(kJ/kmolK)

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4,69E+01	6,27E-01	-2,1E-03	2,96E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	7,25E+01	7,96E-01	-2,63E-03	3,65E-06
H <sub>2</sub> O	9,21E+01	-4,00E-02	-2,11E-04	5,35E-07

**Viskositas fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{liq} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{liq}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Data konstanta A, B, C, D

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-7,213E+00	9,031E+02	1,839E-02	-2,035E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Konduktivitas thermal fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} k_{liq} = A + B [1-T/C]^{27} \quad (\text{Organik})$$

$$k = A + B T + C T^2 \quad (\text{Anorganik})$$

k<sub>liq</sub> : konduktivitas thermal fase cair [W/m.K]

A, B, C : konstanta

T : Suhu Operasi [K]

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-1,3857	0,7643	508,2
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-1,3721	0,658	508,31
H <sub>2</sub> O	-0,2758	0,00461	-5,5319E-06

**Densitas Cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	C	T <sub>c</sub>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
H <sub>2</sub> O	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Langkah perhitungan**

1. Beban panas
2. Media pendingin
3. Beda suhu rerata
4. Koefisien perpindahan kalor
5. Alat penukar kalor standart
6. Route fluida
7. Koefisien perpindahan kalar dalam tabung , selongsong dan gabungan
8. Faktor pengotoran
9. Penurunan tekanan

**1. Beban Panas**

Dihitung dengan persamaan :

$$Q_t = \sum f_{mass_i} \times c_{pl_i} \times (T_2 - T_1)$$

Dengan hubungan :

$c_{pl}$  : kapasitas panas masing2 komponen [ kJ /kmol K ]

$L_{mass}$  : kecepatan massa masing2 komponen, [ kmol /jam ]

$Q_t$  : Beban panas total [ kJ /jam ]

$T_1$  : suhu fluida dingin masuk [ K ]

$T_2$  : suhu fluida dingin keluar [ K ]

Panas yang dibawa umpan:

$$\text{Suhu masuk (T1)} = 105,18 \text{ } ^\circ\text{C} = 378,33 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (T2)} = 50,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rata-rata (Tavg)} = 77,589 \text{ } ^\circ\text{C} = 350,74 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	cpl	$L_{mass} \times c_{pl}$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,7022	10231,4719	7184,534
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	34,0523	4151,5264	141369,062
Total	34,7545		148553,596

$$Q_t = 148553,596 \text{ kJ/jam} = 140801,624 \text{ BTU/jam}$$

**2. Media Pendingin**

Sebagai media pendingin dipakai Dowtherm A

$$\text{Tekanan} = 1,18 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu Masuk (t1)} = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu Keluar (t2)} = 47,864 \text{ } ^\circ\text{C} = 321,01 \text{ K}$$

$$\text{Suhu rerata (tav)} = 43,932 \text{ } ^\circ\text{C} = 317,08 \text{ K}$$

$$\text{Heat Capacity (Cp)} = 12,918 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Kondktivitas thermal (kth)} = 0,0268 \text{ J/s.m.K} = 0,0966 \text{ kJ/jam.m.K}$$

$$\text{Rapat Massa} = 1040,6 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas} = 0,00233 \text{ kg/m.s}$$

Massa Dowtherm A yang diperlukan:

$$m. \text{dowtherm} = \frac{Q}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$m. \text{dow} = \frac{148553,596 \text{ kJ/jam}}{12,9177 \text{ kJ/kg}}$$

$$= 11500 \text{ kg/jam}$$

### 3. Beda Suhu Rerata

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	378,33	323,15	57,31
Dingin	321,01	313,15	10,00

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{57,31 - 10,00}{\ln \frac{57,31}{10,00}}$$

$$= 27,10 \text{ K}$$

Fluida	Suhu Atas (°F)	Suhu Bawah (°F)	delT
Panas	221,32	122,00	103,16
Dingin	118,16	104,00	18,00

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{103,16 - 18,00}{\ln \frac{103,16}{18,00}}$$

$$= 48,78 \text{ °F}$$

#### 4. Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan tabel 8 Kern hal 840

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500§
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250–500§
Light organics	Light organics	40–75
Medium organics	Medium organics	20–60
Heavy organics	Heavy organics	10–40
Heavy organics	Light organics	30–60
Light organics	Heavy organics	10–40

\* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } U_D &= 55 \text{ BTU/ft}^2\cdot\text{jam}\cdot\text{F} \\ &= 1124,2973 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam}\cdot\text{K} \end{aligned}$$

#### 5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_D \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [ $\text{m}^2$ ]

$Q_t$  : Beban panas [ $\text{kJ/jam}$ ]

$U_D$  : Koefisien perpindahan kalor design [ $\text{kJ/m}^2\cdot\text{jam}\cdot\text{K}$ ]

$\Delta t$  : Beda suhu rerata [ $\text{K}$ ]

$$\begin{aligned} A &= \frac{148553,5960 \text{ kJ/jam}}{1124,2973 \text{ kJ/m}^2\cdot\text{jam}\cdot\text{K} \times 27,10 \text{ K}} = 4,8758 \text{ m}^2 \\ &= 52,4830627 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Karena luas perpindahan kalor  $< 10 \text{ m}^2$ , maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah pipa ganda (double-pipe heat exchanger).

Route fluida:

Inner pipe : cold fluid (Dow A), kecepatan : 11500 kg/jam

Annulus : hot fluid, kecepatan : 655,6517 kg/jam

### 3. Pemilihan Pipa

Dari tabel 11 (Kern, 1965) dipilih pipa :

Pipa luar ( <i>annulus</i> )		Pipa dalam	
IPS	= 2	IPS	= 1,25
OD	= 2,38 in	OD	= 1,66 in
ID	= 2,067 in	ID	= 1,38 in
Sch No	= 40	Sch No	= 40
ao	= 0,622 ft <sup>2</sup> /ft	ao	= 0,435 ft <sup>2</sup> /ft
a't	= 3,35 in <sup>2</sup>	a't	= 1,5 in <sup>2</sup>

Panjang yang dibutuhkan:

$$Lt = \frac{A}{a \text{ ip'}}$$

Dimana:

Lt = Panjang yang dibutuhkan (ft)

A = Luas transfer panas (ft<sup>2</sup>)

a ip = Luas permukaan per satuan panjang, pada inner pipe (ft<sup>2</sup>/ft)

Maka,

$$Lt = \frac{52,4830627 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 120,6507 \text{ ft}$$

Panjang pipa efektif untuk alat penukar kalor pipa ganda (*Double Pipe Heat Exchanger*) umumnya berkisar antara 12 ft, 15 ft, atau 20 ft. (Kern, D.Q., hal.103)

Dipilih panjang pipa (L) = 15 ft

Satu Hairpin terdiri dari 2 pipa, n = 2

Maka jumlah hairpin yaitu:

$$\begin{aligned} \text{Jumlah hairpin (Nh)} &= \frac{Lt}{2 \times L} = \frac{120,6507 \text{ ft}}{30 \text{ ft}} = 4,0217 \\ &= 4 \text{ Hairpin} \end{aligned}$$

Luas perpindahan panas total terkoreksi :

$$\begin{aligned} A \text{ terkoreksi} &= Lt \times Nh \times 2 \times ao \text{ inner pipe} \\ &= 15 \text{ ft} \times 4 \times 2 \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft} \\ &= 52,2 \text{ ft}^2 = 4,8495 \text{ m}^2 \\ U_d \text{ terkoreksi} &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta T \text{ LMTD}} \\ &= \frac{140801,62 \text{ BTU/jam}}{52,2 \text{ ft}^2 \times 48,778 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 55,2983 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \\ &= 1130,3939 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \end{aligned}$$



#### 4. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Inner Pipe, Annulus, dan Gabungan

##### a. Anulus (Fluida Panas)

$$T1 = 378,33 \text{ K}$$

$$T2 = 323,15 \text{ K}$$

$$T_{av} = 350,739 \text{ K}$$

##### Konduktivitas termal

Komponen	BM	kmol / jam	yi	kth	yi.kth. BM <sup>1/3</sup>	yi.BM <sup>1/3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	0,702	0,0202	0,0679	0,0054	0,0791
H <sub>2</sub> O	18,015	34,052	0,9798	0,6613	1,6985	2,5685
Total		34,755	1	0,729	1,7039	2,6476

$$k_{thav} = 0,6435 \text{ J/s.m.K}$$

$$= 2,3168 \text{ kJ/jam.m.K} = 4,8222 \text{ BTU/jam.ft.}^{\circ}\text{F}$$

##### Viskositas

Komponen	BM	kmol / jam	yi	miu (cp)	miu.yi. BM <sup>0,5</sup>	yi.BM <sup>0,5</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	0,702	0,0202	0,5014	0,0785	0,1566
H <sub>2</sub> O	18,015	34,052	0,9798	0,3627	1,5085	4,1587
Total		34,755	1	0,8641	1,5871	4,3153

$$\mu_{uav} = 0,3678 \text{ cP}$$

$$= 1,324002 \text{ kg/m.jam} = 0,8897 \text{ lb/ft.jam}$$

##### Kapasitas panas

Komponen	BM	kmol / jam	yi	cp (kJ/kmol.K)	cp.yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	0,702	0,0202	185,1209	3,7403
H <sub>2</sub> O	18,015	34,052	0,9798	75,1498	73,6315
Total		34,755	1	260,2707	77,3717

$$C_p = 77,3717 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$BM_{camp} = 18,8652 \text{ kg/kmol}$$

$$C_{pav} = 4,1013 \text{ kJ/kg.K} = 1,7632 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

##### Luas Aliran

$$A_a = \pi/4 (D_2^2 - D_1^2)$$

Dengan:

A<sub>a</sub> = Luas Aliran

$$D_1 = \text{Diameter luar pipa dalam (inner pipe)} = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$D_2 = \text{Diameter dalam pipa luar (annulus)} = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

$$A_a = \frac{\pi}{4} \times [0,1723^2 - 0,1383^2]$$

$$= 0,00827 \text{ ft}^2$$

**Fluks massa dalam annulus**

$$W_a = 655,6517 \text{ kg/jam} = 1445,46465 \text{ lb/jam}$$

$$G_a = \frac{W_a}{A_a} = \frac{1445,46465}{0,00827} = 174713,428 \text{ lb/jamft}^2$$

**Diameter Equivalent (De)**

$$D_e = \frac{(OD^2 - ID^2)}{ID} = \frac{0,1723^2 - 0,1383^2}{0,1383} = 0,0761 \text{ ft}$$

**Bilangan Reynold (Re)**

$$Re = \frac{D_e \cdot G_a}{\mu}$$

$$= \frac{0,0761 \text{ ft} \times 174713,428 \text{ lb/jamft}^2}{0,8896886 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 14953,8398$$

**Bilangan Prandl**

$$Pr = \frac{C_p \times \mu_{uav}}{k_{thav}}$$

$$= \frac{1,7632 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times 0,889688605 \text{ lb/ft.jam}}{4,8222161 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}}$$

$$= 0,3253$$

**Mencari ho**

$$h_o = 0,36 \times \frac{k_{thav}}{D_e} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3}$$

$$h_o = 0,36 \times \frac{4,8222 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}}{0,0761 \text{ ft}} \times 14953,8398^{0,8} \times 0,3253^{1/3}$$

$$h_o = 34286,3291 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**b. Inner Pipe (Fluida Dingin)**

$$OD \text{ ip} = 2,38 \text{ in} = 0,19833333 \text{ ft}$$

$$ID \text{ ip} = 2,067 \text{ in} = 0,17225 \text{ ft}$$

$$\mu \text{ dow} = 8,402 \text{ kg/m.jam} = 5,64593 \text{ lb/ft.jam}$$

$$c_p \text{ dow} = 12,92 \text{ kJ/kgK} = 5,5536 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$k_{th} \text{ dow} = 0,0966 \text{ kJ/jam.m.K} = 0,2010 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\rho \text{ dow} = 1040,5781 \text{ kg/m}^3 = 64,96121 \text{ lb/ft}^3$$

**Luas Aliran Inner Pipe**

$$a_p = \frac{\pi \cdot ID^2}{4} = \frac{3,14 \times 0,1723^2}{4} = 0,0233 \text{ ft}^2$$

**Fluks massa pada Inner Pipe**

$$W_p = 25353,1596 \text{ lb/jam}$$

$$G_p = \frac{W_p}{a_p} = \frac{25353,1596}{0,0233} = 1088538,946 \text{ lb/jam.ft}^2$$

**Bilangan Reynold**

$$Re = \frac{ID \cdot G_p}{\mu} = \frac{0,1723 \text{ ft} \times 1088538,95 \text{ lb/jam.ft}^2}{5,6459 \text{ lb/ft.jam}}$$

$$= 33209,9139$$

**Menghitung hi dan hio**

Dari Fig. 28 Kern, D.Q., hal. 838 diperoleh  $j_H = 108$

$$h_i = \frac{k \times J_H}{D_e} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$h_i = \frac{0,2010 \times 108}{0,0761} \left[ \frac{5,5536 \times 5,64593}{0,2010} \right]^{1/3}$$

$$= 1534,7610 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = \frac{ID}{OD} \times h_i = \frac{0,17225}{0,19833} \times 1534,7610$$

$$= 1332,92059 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**Menghitung Uc**

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = 1283,0409 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**Menghitung Rd**

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,01730434 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/BTU}$$

Faktor pengotoran minimum (Table 11-3, Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$R_d \text{ min} = 0,0030 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/BTU}$$

$R_d$  terhitung >  $R_d$  minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

## 5. Menghitung Pressure Drop

### a. Annulus (Fluida Panas)

Diketahui data:

$$Re = 14953,8398$$

Dari fig. 26, Kern, 1995 page 836, diperoleh:

$$\text{Friction factor (f)} = 0,00046$$

Asumsi  $\phi_s = 1$

Komponen	kg/jam	f. massa	$\rho$ , kg/m <sup>3</sup>	f.massa x $\rho$ , kg/m <sup>3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	42,1994	0,0644	727,922	46,8509
H <sub>2</sub> O	613,4524	0,9356	977,852	914,9148
Total	655,6517			961,7657

$$\rho_l = 961,77 \text{ kg/m}^3 = 60,041 \text{ lb/ft}^3$$

$$\rho_{\text{air}} = 977,85$$

$$\begin{aligned} \text{specific gravity (s)} &= \frac{\rho_f}{\rho_{\text{air}}} \\ &= \frac{961,77 \text{ kg/m}^3}{977,85 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,98354954 \end{aligned}$$

$$\Delta Pa = \frac{f \times Ga^2 \times D_s \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times spgr \times \phi_s}, \text{ psi} \quad (\text{Fig. 26, Kern, 1995 page 836})$$

Keterangan :

f = Faktor koreksi

G<sub>a</sub> = Flux massa (lb/jam-ft<sup>2</sup>)

D<sub>e</sub> = Diameter ekuivalen (ft)

L = Panjang pipa standar (ft)

spgr = Specific gravity

$$\begin{aligned} \Delta Pa &= \frac{0,0005 \times 174713,428^2 \times 0,1723 \times 2}{5,22E+10 \times 0,0761 \times 0,9835 \times 1} \\ &= 1,237E-03 \text{ psi} \end{aligned}$$

### Menghitung Return Pressure Drop

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

$$\text{Dengan } Ga = 174713,4276 \text{ lb/jamft}^2$$

Maka dari fig. 27, Kern, 1995 page 837, didapat:

$$\frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right) = 0,004$$

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

$$\Delta Pr = \frac{4 \times 2 \times 0,004}{0,9835} = 0,0325 \text{ psi}$$

Maka:

$$\begin{aligned}\Delta P_T &= \Delta P_a + \Delta P_r \\ &= 1,237E-03 + 0,03253522 \\ &= 0,0337725 \text{ psi}\end{aligned}$$

Pressure drop maximal = 2 psi

$\Delta P_T$  lebih kecil daripada  $\Delta P_{max}$  sehingga alat layak untuk digunakan.

**b. Inner pipe (Fluida Dingin)**

Diketahui data:

$$Re = 33209,9139$$

Dari fig. 26, Kern, 1995 page 836, diperoleh:

$$\text{Friction factor (f)} = 0,00022$$

Asumsi  $\phi_t = 1$

$$\begin{aligned}\Delta P_{ip} &= \frac{0,00022 \times 1088538,95^2 \times 15 \times 2}{2 \times 416975040 \times 64,961 \times 0,1150 \times 1} \\ &= 1,25528 \text{ psi}\end{aligned}$$

**Menghitung Return Pressure Drop**

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

$$\text{Dengan } G_{ip} = 1088538,946 \text{ lb/jamft}^2$$

Maka dari fig. 27, Kern, 1995 page 837, didapat:

$$\frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right) = 0,0075$$

$$\text{specific gravity (s)} = \frac{\rho_{mix}}{\rho_{water}} = \frac{1040,6 \text{ kg/m}^3}{1010,0 \text{ kg/m}^3} = 1,0303$$

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 2 \times 0,0075}{1,0303} = 0,06 \text{ psi}$$

Maka:

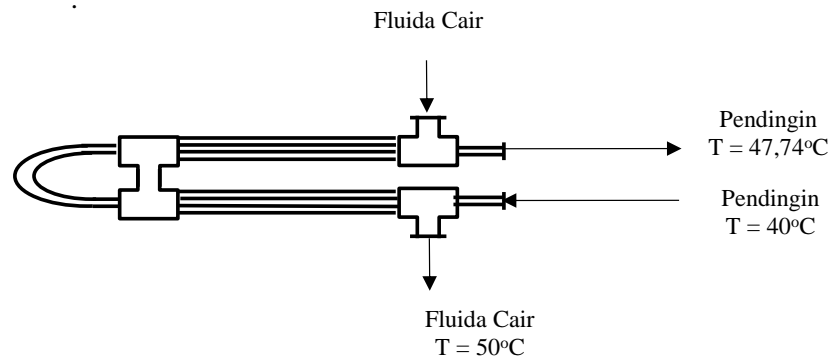
$$\begin{aligned}\Delta P_T &= \Delta P_{ip} + \Delta P_r \\ &= 1,25528 + 0,0582 \\ &= 1,31351 \text{ psi}\end{aligned}$$

Pressure drop maximal = 5 psi

$\Delta P_T$  lebih kecil daripada  $\Delta P_{max}$  sehingga alat layak untuk digunakan.

### RINGKASAN COOLER (CL-04)

Alat : Cooler 4  
 Kode : CL-04  
 Tugas : Mendinginkan cairan hasil bawah MD-02  
 Jenis Alat : *Double-pipe Heat Exchanger*  
 Sketsa :



Kondisi Operasi :

$$\begin{aligned}
 P &= 1,1841 \text{ atm} = 899,9195 \text{ mmHg} \\
 T_1 &= 105,18 \text{ } ^\circ\text{C} = 378,33 \text{ K} \\
 T_2 &= 50,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 323,15 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Ukuran Alat :

Spesifikasi	Annulus	Inner Pipe
IPS (in)	2	1,25
OD (in)	2,38	1,66
ID (in)	2,067	1,38
Sch No.	40	40
ao (ft <sup>2</sup> /ft)	0,622	0,435
a't	3,35	1,5

$$\begin{aligned}
 \text{Panjang tube} &= 15 \text{ ft} = 4,572 \text{ m} \\
 \text{Luas perpindahan kalor standar} &= 4,8495 \text{ m}^2 \\
 \text{Beban Panas} &= 148553,5960 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Media Pendingin :

$$\begin{aligned}
 \text{Jenis} &= \text{Dowtherm A} \\
 \text{Suhu masuk} &= 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K} \\
 \text{Suhu keluar} &= 47,86 \text{ } ^\circ\text{C} = 321,01 \text{ K} \\
 \text{Massa pendingin} &= 11500 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Koefisien Perpindahan Panas :

$$\begin{aligned}
 h_o &= 34286,33 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \\
 h_{io} &= 1332,92 \text{ BTU/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

---

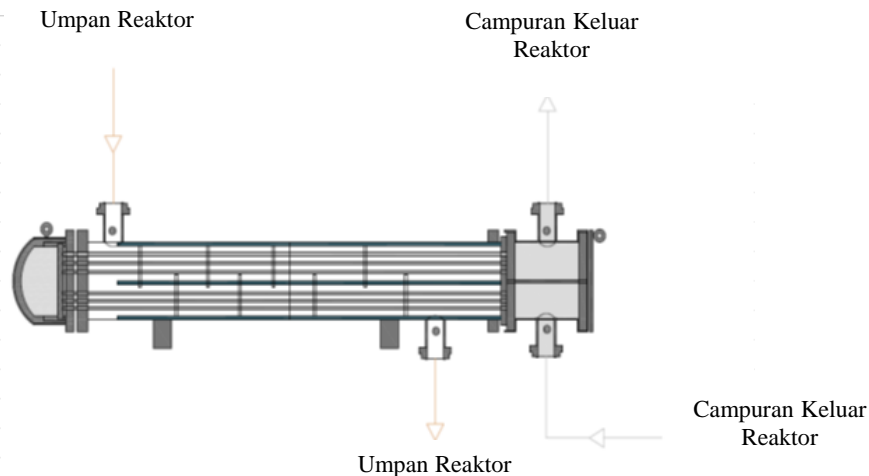
Uc	=	1283,0409	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	=	55,2983	BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Rd terhitung	=	0,0173	h.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Rd minimum	=	0,003	h.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Pressure drop annulus	=	0,0338	psi
Pressure drop pipe	=	1,3135	psi

**HEAT EXCHANGER (HE-01)**

Tugas : Menukar kalor antara campuran keluar reaktor dan umpan masuk reaktor.

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Sketsa :

**Kondisi Operasi:**

Umpan Reaktor

$$P = 1,9739 \text{ atm} = 200,0054 \text{ kPa}$$

$$T = 108,46 \text{ } ^\circ\text{C} = 381,6112 \text{ K}$$

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	fraksi massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,0653	0,0006	3,7917	0,0008
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	72,5375	0,6762	4359,216	0,8740
H <sub>2</sub> O	18,015	34,6732	0,3232	624,6382	0,1252
Total		107,2761	1,0000	4987,646	1,00

Keluar Reaktor

$$P = 1,8146 \text{ atm}$$

$$T = 528,9711 \text{ K} = 255,8211 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	fraksi massa
H <sub>2</sub>	2,016	67,3148	0,3856	135,7067	0,0272
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	67,3801	0,3859	3913,437	0,7846
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	5,2227	0,0299	313,8636	0,0629
H <sub>2</sub> O	18,015	34,6732	0,1986	624,6382	0,1252
Total		174,5909	1,0000	4987,646	1,0000

**A. Kapasitas Panas Fasa Gas**

Persamaan yang digunakan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$



Dimana :

$C_p$  = Kapasitas panas fasa gas (kJ/kmol.K)

A,B,C,D,E = Konstanta kapasitas panas masing-masing komponen

T = Suhu operasi (K)

Data konstanta diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub>	25,399	0,020178	-3,9E-05	3,19E-08	-8,8E-12
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	35,918	9,39E-02	1,87E-04	-2,16E-07	6,32E-11
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	25,535	2,12E-01	5,35E-05	-1,47E-07	4,94E-11
H <sub>2</sub> O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

### B. Konduktivitas Thermal Fasa Gas

Persamaan yang digunakan :

$$\eta = A + BT + CT^2$$

$\eta$  = Konduktivitas termal fasa gas (J/s.m.K)

A,B,dan C = Konstanta Konduktivitas termal fasa gas

T = Suhu operasi (K)

Data konstanta A, B, C

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub>	0,03951	4,59E-04	-6,49E-08
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-0,00084	8,75E-06	1,1E-07
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,07775	-3,60E-04	5,76E-07
H <sub>2</sub> O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

### C. Viskositas fase gas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

dengan hubungan :

$\mu_{\text{gas}}$  : viskositas gas [ kg/m.s ]

A, B, C : konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Data konstanta A, B, C

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub>	2,78E-06	2,12E-08	-3,28E-12
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-4,06E-07	2,67E-08	-5,7E-13
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-1,09E-06	3,09E-08	-4,81E-12
H <sub>2</sub> O	-3,68E-06	4,29E-08	-1,62E-12

**Langkah perhitungan**

- 1 . Beban panas
- 2 . Media pemanas
- 3 . Beda suhu rerata
- 4 . Koefisien perpindahan kalor
- 5 . Alat penukar kalor
- 6 . Route fluida
- 7 . Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho dan Uc
- 8 . Faktor pengotoran
- 9 . Penurunan tekanan

**1. Beban Panas**

Beban panas untuk menaikkan suhu

$$Q_s = \sum V_i \times c_{pg_i} \times (T_2 - T_1)$$

Keterangan:

$c_{pg_i}$  : Kapasitas panas masing2 komponen [ kJ /kmol K ]

$V_i$  : Kecepatan masing2 komponen gas masuk heat exchanger [ kmol /jam ]

$T_1$  : Suhu fluida dingin masuk [ K ]

$T_2$  : Suhu fluida dingin keluar [ K ]

$$\text{untuk } T_1 = 108,46 \text{ } ^\circ\text{C} = 381,61 \text{ K}$$

$$T_2 = 200,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 473,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{suhu fluida dingin rerata : } T_{av} &= (T_1 + T_2) / 2 = \frac{381,61 + 473,15}{2} \\ &= 427,38 \text{ K} \end{aligned}$$

Umpan reaktor (Fluida dingin)

Komponen	V (kmol/jam)	$c_{pg} dT$	$V c_{pg} dT$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,0653	8737,9661	570,4457
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	72,5375	10620,1892	770362,3984
$\text{H}_2\text{O}$	34,6732	3161,4783	109618,6572
Total	107,2761	22519,6336	879981,0556

$$Q_1 = 879981,0556 \text{ kJ/jam}$$

**Densitas**

Komponen	BM	kmol/jam	$y_i$	$\text{BM}_{\text{mix}}$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	58,08	0,0653	0,0004	0,022
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	60,1	72,5375	0,4155	24,97
$\text{H}_2\text{O}$	18,02	34,6732	0,1986	3,578
Total		107,2761	0,6144	<b>28,57</b>

$$\rho v = \frac{\text{BM}_{\text{mix}} \times P}{R \times T} = 1,608018 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} R &= 8,314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K} \\ \text{BM}_{\text{mix}} &= 28,57 \text{ kg/kmol} \end{aligned}$$

**Viskositas**

Komponen	BM	kmol/ jam	yi	miu	$\frac{\text{miu} \times y_i \times}{\text{BM}^{0,5}}$	$y_i \cdot \text{BM}^{0,5}$
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,0653	0,0004	1,10E-05	3,13E-08	0,0028
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,1	72,5375	0,4155	1,21E-05	3,9E-05	3,2208
H <sub>2</sub> O	18,02	34,6732	0,1986	1,47E-05	1,24E-05	0,8429
Total		107,2761	0,6144	3,77E-05	5,14E-05	4,0666

$$\text{miu}_{av} = \frac{5,14E-05}{4,0666} = 1,26E-05 \text{ kg/m.s} = 0,04548 \text{ kg/m.jam}$$

**Konduktivitas termal**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth	$\frac{y_i \cdot \text{kth} \cdot \text{BM}}{1/3}$	$y_i \cdot \text{BM}^{1/3}$
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,065	0,0006	0,0224	0,0001	0,0024
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,1	72,538	0,6762	0,0290	0,0769	2,6486
H <sub>2</sub> O	18,02	34,673	0,3232	0,0297	0,0252	0,8473
Total		107,276	1,000	0,081	0,102	3,498

$$\begin{aligned} \text{kth}_{av} &= 0,02918 \text{ J/s.m.K} \\ &= 0,1050 \text{ kJ/jam.m.K} \end{aligned}$$

**2. Media Pemanas**

Sebagai media pemanas digunakan campuran keluar reaktor

Massa keluar reaktor = 4987,6459 kg/jam

Tekanan, P = 1,8146 atm = 183,8643 kPa

Suhu masuk [t1] = 255,8 °C = 528,97 K

Suhu keluar [t2] = 137,8 °C = 410,98 K (iterasi)

Suhu campuran, T<sub>av</sub> = 196,8 °C = 469,97 K

**Kapasitas Panas (Cp)**

Komponen	V (kmol/jam)	cpg dT	V cpg dT
H <sub>2</sub>	67,3148	3313,5289	223049,6612
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	67,3801	7101,6372	478509,1730
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	5,2227	8055,0340	42069,0493
H <sub>2</sub> O	34,6732	3932,5203	136353,1722
Total	174,5909	22402,7205	879981,0556

$$Q_2 = 879981,0556 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_1 - Q_2 = 0,0000 \quad (\text{iterasi } t_2 \text{ sehingga } Q_1 - Q_2 = 0)$$

**Densitas**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	BMmix
H <sub>2</sub>	2,016	67,3148	0,3856	0,777
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	67,3801	0,3859	22,41
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,1	5,2227	0,0299	1,798
H <sub>2</sub> O	18,02	34,6732	0,1986	3,578
Total		174,5909	1,0000	<b>28,57</b>

$$R = 8,314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$BM_{mix} = 28,57 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = 1,3443 \text{ kg/m}^3$$

**Viskositas**

Komponen	BM	kmol/ jam	yi	miu	miu × yi × BM <sup>0,5</sup>	yi.BM <sup>0,5</sup>
H <sub>2</sub>	2,016	67,3148	0,3856	1,2E-05	6,58E-06	0,5474
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	67,3801	0,3859	1,20E-05	3,53E-05	2,9412
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,1	5,2227	0,0299	1,24E-05	2,87E-06	0,2319
H <sub>2</sub> O	18,02	34,6732	0,1986	1,61E-05	1,36E-05	0,8429
Total		174,5909	1,0000	5,25E-05	5,83E-05	4,5635

$$\mu_{av} = \frac{5,83E-05}{4,5635} = 1,28E-05 \text{ kg/m.s} = 0,046004 \text{ kg/m.jam}$$

**Konduktivitas termal**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth	yi.kth.BM <sup>1/3</sup>	yi.BM <sup>1/3</sup>
H <sub>2</sub>	2,016	67,315	0,3856	0,2410	0,1174	0,4871
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	67,380	0,3859	0,0269	0,0401	1,4946
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,1	5,223	0,0299	0,0357	0,0042	0,1172
H <sub>2</sub> O	18,02	34,673	0,1986	0,0336	0,0175	0,5206
Total		174,591	1,000	0,337	0,179	2,619

$$k_{thav} = 0,06841 \text{ J/s.m.K}$$

$$= 0,2463 \text{ kJ/jam.m.K}$$

**3. Beda suhu rerata**

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	410,98	528,97	29,36
Dingin	381,61	473,15	55,82

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{29,36 - 55,82}{\ln\left(\frac{29,36}{55,82}\right)} \\ &= 41,19 \text{ K} \end{aligned}$$

#### 4. Koefisien perpindahan kalor

Diprediksi berdasarkan tabel 8 Kern hal 840

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500§
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250–500§
Light organics	Light organics	40–75
Medium organics	Medium organics	20–60
Heavy organics	Heavy organics	10–40
Heavy organics	Light organics	30–60
Light organics	Heavy organics	10–40

\* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } U_d &= 70 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F} \\ &= 1429,9654 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

#### 5. Alat penukar kalor standar

- a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [ $\text{m}^2$ ]

$Q_t$  : Beban panas [ $\text{kJ/jam}$ ]

$U_d$  : Koefisien perpindahan kalor design [ $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}$ ]

$\Delta t$  : Beda suhu rerata [ $\text{K}$ ]

$$\begin{aligned} A &= \frac{879981,0556 \text{ kJ/jam}}{1429,9654 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 41,19 \text{ K}} \\ &= 14,9416 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor  $> 10 \text{ m}^2$ , maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah alat penukar kalor *shell and tube*.

- b. Ukuran tabung  
Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

## 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. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1 1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.433
	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
1 1/4	12	0.083	0.430	0.145	0.1963	0.1125	0.190
	14	0.134	0.482	0.182		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
1	13	0.095	0.560	0.247	0.2618	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
	8	0.165	0.670	0.355		0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
1 3/4	10	0.134	0.732	0.421	0.3271	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
1 1/2	18	0.049	0.902	0.639	0.3925	0.2361	0.545
	8	0.165	0.920	0.665		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
1 1/2	15	0.072	1.11	0.960	0.3925	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
	8	0.165	1.17	1.075		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		

Dipilih 1 1/2 " OD , 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

$$\text{Diameter luar tabung [Od]} : 1,5000 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0381 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam tabung [Id]} : 1,3300 \text{ in} \times [0,0254 \text{ m/in}] = 0,0338 \text{ m}$$

$$\text{Luas area per tube [At]} : 1,4000 \text{ in}^2 \times [0,0254 \text{ m/in}]^2 = 0,0009 \text{ m}^2$$

$$\text{Luas Outside [Ao]} : 0,3925 \text{ ft}^2/\text{ft} \times [0,3048 \text{ m}^2/\text{m}] = 0,1196 \text{ m}$$

Panjang tabung :

Panjang tabung standart , 6 ft , 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft

Towler dan Sinnott ,Chemical Engineering Design Principles , Mc Graw Hill  
New York, 2008, halaman 805

$$\text{Dipilih panjang tabung } L = 6 \text{ ft} = 1,8288 \text{ m}$$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a^n L}$$

$$\begin{aligned} nt &= \frac{14,9416 \text{ m}^2}{0,1196 \text{ m}^2/\text{m} \times 1,8288 \text{ m}} \\ &= 68,29299 \end{aligned}$$

d. Alat penukar kalor standar

Dipilih dari tabel 10-10A, Ludwig, E.E., hal 49

**Table 10-10A**  
Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger  $3/4$ -in.  
O.D. Tubes on  $15/16$ -in. Triangular Pitch

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih:

Diameter selongsong [Ids] = 10 in = 0,254 m

Jumlah tabung [nt] = 73

Pass tabung [np] = 1

Susunan = 1 1/2" pada 1 7/8" Triangular Pitch

Pitch = 1,875 in = 0,0476 m

Diameter ekuivalen [De]

$$d_e = \frac{4 \times (\frac{1}{2}P_T \times 0.86P_T - \frac{1}{2}\pi d_o^2/4)}{\frac{1}{2}\pi d_o} \text{ in.} \quad \text{Persamaan (7.5) Kern, 1950}$$

De = 1,06637 in = 0,0271 m

- e. Luas perpindahan kalor standar terkoreksi

$$\begin{aligned} A &= n t \times a'' \times L \\ &= 73 \times 0,1196 \text{ m}^2/\text{m} \times 1,8288 \text{ m} \\ &= 15,9714 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- f. Koefisien perpindahan kalor standar

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{Q_t}{A \Delta t} \\ U_d &= \frac{879981,0556 \text{ kJ/jam}}{15,9714 \text{ m}^2 \times 41,2 \text{ K}} \\ &= 1337,7619 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

## 6. Route fluida

Fluida panas dialirkan dalam tabung dan fluida dingin dialirkan dalam selongsong

Tube side : hot fluid (campuran keluar reaktor)

Shell side : cold fluid (campuran masuk reaktor)

### Kecepatan umpan dan pemanas

Kecepatan umpan masuk : 4987,646 kg/jam

Kecepatan pemanas : 4987,646 kg/jam

## 7. Koefisien perpindahan kalor dalam tube, shell, dan gabungan

- Shell (Fluida Dingin)

- a. Menghitung luas aliran

Dihitung dengan persamaan

$$as = \frac{I_{ds} B C'}{Pitch}$$

as = Luas aliran [m<sup>2</sup>]

B = Jarak antar baffle [m]

C' = Clearance [m]

Pitch = Pitch [m]

$$\begin{aligned} B &= \frac{I_{ds}}{1} = \frac{0,254 \text{ m}}{1} \\ &= 0,254 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C' &= Pitch - OD \\ &= 0,0476 \text{ m} - 0,0381 \text{ m} \\ &= 0,0095 \text{ m} \end{aligned}$$



$$as = \frac{0,254 \text{ m} \times 0,254 \text{ m} \times 0,0095 \text{ m}}{0,0476 \text{ m}}$$

$$= 0,0129 \text{ m}^2$$

b. Menghitung fluks massa

$$Gs = \frac{\text{kec. massa fluida dingin}}{as}$$

$$Gs = \frac{4987,6459 \text{ kg/jam}}{0,0129 \text{ m}^2}$$

$$= 386543,3281 \text{ kg/jam.m}^2 = 107,3731 \text{ kg/s.m}^2$$

c. Sifat fisis fase gas

$$T1 = 108,46 \text{ }^\circ\text{C} = 381,61 \text{ K}$$

$$T2 = 200,00 \text{ }^\circ\text{C} = 473,15 \text{ K}$$

$$Tav = 154,23 \text{ }^\circ\text{C} = 427,38 \text{ K}$$

$$Cp = 22519,63 \text{ kJ/kmo} = 788,2923 \text{ kJ/kg}$$

$$\rho = 1,6080 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,04548 \text{ kg/m.jam}$$

$$kth = 0,11 \text{ kJ/jam.m.K}$$

d. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Gs \times Ids}{\text{miuav}}$$

$$= \frac{386543,3281 \text{ kg/jam.m}^2 \times 0,254 \text{ m}}{0,045480 \text{ kg/m.jam}}$$

$$= 2158807,109$$

e. Bilangan Prandl

$$Pr = \frac{Cp \times \text{miuav}}{kthav}$$

$$= \frac{788,2923 \text{ kJ/kmol} \times 0,045480 \text{ kg/m.jam}}{0,1050 \text{ kJ/jam.m.K}}$$

$$= 341,2940$$

f. Mencari ho

$$ho = 0,36 \times \frac{kthav}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3}$$

$$ho = 0,36 \times \frac{0,1050 \text{ kJ/jam.m.K}}{0,0271 \text{ m}} \times 2158807^{0,8} \times 341,2940^{1/3}$$

$$ho = 1139418,9231 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

- Tube (Fluida Panas)

- a. Luas aliran

$$at = \frac{nt \ at'}{np}$$

$$at = \frac{73 \times 0,0009 \ m^2}{1} = 0,0659 \ m^2$$

- b. Fluks massa

$$Gt = \frac{\text{kecepatan massa pemanas}}{at}$$

$$Gt = \frac{4987,6459 \ \text{kg/jam}}{0,0659 \ m^2} = 75644,48691 \ \text{kg/jam.m}^2 = 21,0124 \ \text{kg/s.m}^2$$

- c. Kecepatan linier

$$vlin = \frac{Gt}{\rho g} = \frac{75644,48691 \ \text{kg/jam.m}^2}{1,3443 \ \text{kg/m}^3} = 56271,5571 \ \text{m/jam} = 15,6310 \ \text{m/s}$$

- d. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{Id \ Gt}{\mu}$$

$$Re = \frac{0,0338 \ m \times 75644,48691 \ \text{kg/jam.m}^2}{4,6004E-02 \ \text{kg/m.jam}} = 5,5548E+04$$

- e. Koefisien perpindahan kalor

$$hi = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 \ tav) \ vlin^{0.8}}{Id^{0.2}}$$

(Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827 )

Dengan hubungan:

Id : diameter dalam [m]

hi : koefisien transfer panas dalam tabung [kJ/m<sup>2</sup>.s.K]

tav : suhu rerata [K]

vlin : kecepatan linear [m/s]

$$hi = \frac{4,2 \times [1,35 + 0,02 \times 427,4 \ \text{K} \times ] \ 15,6310^{0,8}}{0,0338^{0,2}}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= 738,2981 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K} \\
 &= 2657873,2815 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \\
 h_{io} &= \frac{h_i \times I_d}{O_d} \\
 &= \frac{2657873,2815 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 0,0338 \text{ m}}{0,0381 \text{ m}} \\
 &= 2356647,6429 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \\
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{2356647,6429 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 1139418,9231 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}}{2356647,6429 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} + 1139418,9231 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \\
 &= 768065,7301 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

### 8. Faktor pengotor

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 R_d &= \frac{1}{1337,7619 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} - \frac{1}{768065,7301 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \\
 &= 0,000746215 \text{ m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K/kJ} = 2,6864 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotoran min (Table 11-3, Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$R_d \text{ min} = 0,0020 \text{ ft}^2 \cdot \text{h} \cdot \text{°F/BTU} = 0,3522 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

### 9. Penurunan tekanan

- Shell (Fluida dingin)

- Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{2158807,11}^{0,4}$$

$$f = 0,00408$$

- Penurunan Tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G_s^2 I_d s}{2 \rho_f D_e}$$

$$(N+1) = \frac{L}{B} = \frac{1,8288 \text{ m}}{0,254 \text{ m}} = 7,20$$

$$\Delta P_s = \frac{0,004 \times 7,20 \times [107,373 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s} \times 0,254 \text{ m}]}{2 \times 1,6080 \text{ kg/m}^3 \times 0,02709 \text{ m}}$$

$$\begin{aligned}
 &= 986,8303696 \text{ Pa} \\
 &= 0,143128 \text{ psi} \\
 \Delta P_{s\max} &= 2 \text{ Psi} \\
 \Delta P_s &\leq \Delta P_s \text{ maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai}
 \end{aligned}$$

- Tube (Fluida panas)

- a. Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$\begin{aligned}
 f &= 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}} \\
 f &= 0,0014 + \frac{0,125}{55548,41^{0,32}} \\
 f &= 0,0052
 \end{aligned}$$

- b. Penurunan tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_t = \frac{4 f G t^2 L n_p}{2 \rho t I d}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

Gt : Flux massa [ $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ ]

Id : diameter dalam tabung [m]

np : jumlah pass tabung

$\Delta P_t$  : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta P_t = \frac{4 \times 0,0052 \times [21,0124 \text{ kg/s.m}^2]^2 \times 1,829 \text{ m} \times 1}{2 \times 1,344 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0381 \text{ m}}$$

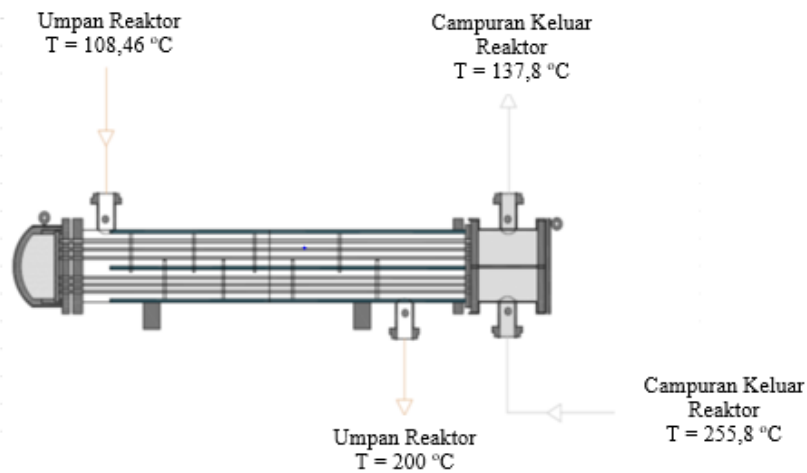
$$\Delta P_t = 163,6373 \text{ Pa} = 0,0237401 \text{ psi}$$

$$\Delta P_{t\max} = 2 \text{ Psi}$$

$\Delta P_t \leq \Delta P_t$  maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

### RINGKASAN HEAT EXCHANGER 1 (HE-01)

Alat : Heat Exchanger 1  
 Kode : HE-01  
 Tugas : Menukar kalor antara campuran keluar reaktor dengan umpan masuk reaktor  
 Jenis Alat : Shell and Tube Heat Exchanger  
 Sketsa :



Kondisi Operasi :

$$P = 1,9739 \text{ atm} = 1500,164 \text{ mmHg}$$

$$T_1 = 108,46 \text{ °C} = 381,61 \text{ K}$$

$$T_2 = 200,00 \text{ °C} = 473,15 \text{ K}$$

Ukuran Alat :

$$\text{Ids} = 10 \text{ in} = 0,254 \text{ m}$$

$$\text{Jumlah pipa} = 73$$

$$\text{Jumlah pass} = 1$$

$$\text{Susunan pipa} = 1 \frac{1}{2}'' \text{ pada } 1 \frac{7}{8}'' \text{ Triangular Pitch}$$

$$\text{Panjang tube} = 6 \text{ ft} = 1,8288 \text{ m}$$

$$\text{Luas perpindahan kalor standar} = 15,9714 \text{ m}^2$$

$$\text{Beban Panas} = 879981,0556 \text{ kJ/jam}$$

Media Pemanas :

$$\text{Jenis} = \text{Campuran keluar reaktor (R-01)}$$

$$\text{Suhu masuk} = 255,8 \text{ °C} = 528,97 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar} = 137,8 \text{ °C} = 410,98 \text{ K}$$

$$\text{Massa pemanas} = 4987,646 \text{ kg/jam}$$

Koefisien Perpindahan Panas :

$$h_o = 1139418,923 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

$$h_{io} = 2356647,643 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

---

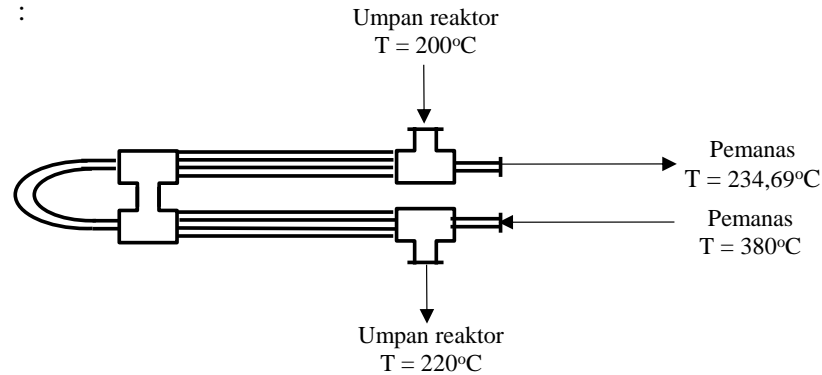
Uc	=	768065,7301	kJ/jam.m <sup>2</sup> .K
Ud	=	1337,7619	kJ/jam.m <sup>2</sup> .K
Rd terhitung	=	2,686	m <sup>2</sup> .s.K/kJ
Rd minimum	=	0,352	m <sup>2</sup> .s.K/kJ
Pressure drop shell		0,1431	psi
Pressure drop tube	=	0,0237	psi

**HEATER 1 (H-01)**

Tugas : Memanaskan umpan reaktor hingga suhu 220°C dengan media pemanas dowtherm A

Jenis : *Double-pipe Heat Exchanger*

Sketsa :



Data:

Umpan Reaktor

$$T1 = 200,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 473,2 \text{ K}$$

$$T2 = 220 \text{ } ^\circ\text{C} = 493,2 \text{ K}$$

$$P = 1,9739 \text{ atm} = 200,0054 \text{ kPa}$$

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi mol	kg/jam	fraksi massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,0653	0,0006	3,7917	0,0008
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	72,5375	0,6762	4359,216	0,8740
H <sub>2</sub> O	18,015	34,6732	0,3232	624,6382	0,1252
Total		107,2761	1,0000	4987,646	1,00

Data:

**A. Kapasitas Panas Fasa Gas**

Persamaan yang digunakan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

Dimana :

C<sub>p</sub> = Kapasitas panas fasa gas (kJ/kmol.K)

A,B,C,D,E = Konstanta kapasitas panas masing-masing komponen

T = Suhu operasi (K)

Data konstanta diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub>	25,399	0,020178	-3,85E-05	3,19E-08	-8,76E-12
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	35,918	9,39E-02	1,87E-04	-2,16E-07	6,32E-11
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	25,535	2,12E-01	5,35E-05	-1,47E-07	4,94E-11
H <sub>2</sub> O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

**B. Konduktivitas Thermal Fasa Gas**

Persamaan yang digunakan :

$$\eta = A + BT + CT^2$$

$\eta$  = Konduktivitas termal fasa gas (J/s.m.K)

A,B,dan C = Konstanta Konduktivitas termal fasa gas

T = Suhu operasi (K)

Data konstanta A, B, C

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub>	0,03951	4,59E-04	-6,49E-08
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-0,00084	8,75E-06	1,1E-07
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,07775	-3,60E-04	5,76E-07
H <sub>2</sub> O	0,00053	4,71E-05	4,96E-08

**C. Viskositas fase gas**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999

$$\mu_{\text{gas}} = A + BT + CT^2$$

dengan hubungan :

$\mu_{\text{gas}}$  : viskositas gas [ kg/m.s ]

A, B, C : konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Data konstanta A, B, C

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook",1999

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub>	2,78E-06	2,12E-08	-3,28E-12
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-4,06E-07	2,67E-08	-5,7E-13
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-1,09E-06	3,09E-08	-4,81E-12
H <sub>2</sub> O	-3,68E-06	4,29E-08	-1,62E-12

**Langkah perhitungan**

- 1 . Beban panas
- 2 . Media pemanas
- 3 . Beda suhu rerata
- 4 . Koefisien perpindahan kalor
- 5 . Alat penukar kalor
- 6 . Route fluida
- 7 . Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho dan Uc
- 8 . Faktor pengotoran
- 9 . Penurunan tekanan



**1. Beban Panas**

Beban panas untuk menaikkan suhu

$$Q_s = \sum V_i \times c_{pg_i} \times (T_2 - T_1)$$

Keterangan:

$c_{pg_i}$  : Kapasitas panas masing2 komponen [ kJ /kmol K ]

$V_i$  : Kecepatan masing2 komponen gas masuk heat exchanger [ kmol /jam ]

$T_1$  : Suhu fluida dingin masuk [ K ]

$T_2$  : Suhu fluida dingin keluar [ K ]

$$\text{untuk } T_1 = 200,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 473,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 220,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 493,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{suhu fluida dingin rerata } T_{av} &= (T_1 + T_2) / 2 = \frac{473,15 + 493,15}{2} \\ &= 483,15 \text{ K} \end{aligned}$$

**Umpan reaktor (Fluida dingin)**

Komponen	V (kmol/jam)	cpg dT	V cpg dT
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0653	2080,7489	135,8387
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	72,5375	2530,8736	183583,3414
H <sub>2</sub> O	34,6732	700,7565	24297,4912
Total	107,2761	5312,3790	207880,8326

$$Q_1 = 207880,8326 \text{ kJ/jam} = 197032,9871 \text{ BTU/jam}$$

**Densitas**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	BMmix
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,0653	0,0006	0,035
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,1	72,5375	0,6762	40,64
H <sub>2</sub> O	18,02	34,6732	0,3232	5,823
Total		107,2761	1,0000	<b>46,49</b>

$$R = 8,314 \text{ kPa.m}^3/\text{kmol.K}$$

$$BM_{mix} = 46,49 \text{ kg/kmol}$$

$$\rho_v = \frac{BM_{mix} \times P}{R \times T} = \frac{46,49 \times 207880,8326}{8,314 \times 483,15} = 2,314955 \text{ kg/m}^3 = 0,144518 \text{ lb/ft}^3$$

**Viskositas**

Komponen	BM	kmol/ jam	yi	miu	$\frac{\text{miu} \times y_i \times}{BM^{0,5}}$	$y_i \cdot BM^{0,5}$
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,0653	0,0006	1,23E-05	5,72E-08	0,0046
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,1	72,5375	0,6762	1,27E-05	6,66E-05	5,2418
H <sub>2</sub> O	18,02	34,6732	0,3232	1,67E-05	2,29E-05	1,3719
Total		107,2761	1,0000	4,17E-05	8,95E-05	6,6183

$$\text{miu}_{av} = \frac{8,95E-05}{6,6183} = 1E-05 \text{ kg/m.s} = 0,048701 \text{ kg/m.jam} = 0,032725 \text{ lb/ft.jam}$$

**Konduktivitas termal**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	kth	yi.kth.BM <sup>1/3</sup>	yi.BM <sup>1/3</sup>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,065	0,0006	0,0283	0,0001	0,0024
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,1	72,538	0,6762	0,0382	0,1011	2,6486
H <sub>2</sub> O	18,02	34,673	0,3232	0,0348	0,0295	0,8473
Total		107,276	1,000	0,101	0,131	3,498

$$k_{thav} = 0,03736 \text{ J/s.m.K}$$

$$= 0,1345 \text{ kJ/jam.m.K} = 0,279969 \text{ BTU/jam.ft.}^{\circ}\text{F}$$

**Menghitung kapasitas panas campuran**

Komponen	BM	kmol/jam	yi	cp	cp.yi
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	58,08	0,0653	0,0006	104,0387	0,0633
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	60,096	72,5375	0,6762	126,5467	85,5679
H <sub>2</sub> O	18,015	34,6732	0,3232	35,0375	11,3247
Total		107,2761	1,0000	265,6229	96,9559

$$c_{pav} = 96,9559 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$BM \text{ mi: } 46,4936 \text{ kg/kmol}$$

$$c_{pav} = 2,0854 \text{ kJ/kg.K}$$

$$c_{pav} = 0,8965 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

**2. Media Pemanas**

Sebagai media pemanas dipakai dowtherm A cair

Data Dowtherm A diperoleh dari Richard L. Moore, "Implementation of DOWTHERM A Properties into RELAP5-3D/ATHENA", 2010.

$$\text{Suhu masuk } [t_1 = 380,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 653,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar } [t_2 = 234,69 \text{ }^{\circ}\text{C} = 507,84 \text{ K}$$

$$\text{Taverage} = 307,35 \text{ }^{\circ}\text{C} = 580,50 \text{ K}$$

$$\rho = 798,8135 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 0,000184 \text{ kg/m.s} = 6,61\text{E-}01 \text{ kg/m.jam}$$

$$C_{p.dT} = (-2363,4842 + (39,461021 * T) - (1,7024546\text{e-}01 * T^2) + (3,903868\text{e-}04 * T^3) + (-4,421524\text{e-}07 * T^4) + (1,9792489\text{e-}11 * T^5)) / 1000 \text{ [kJ/kg.K]}$$

$$= 346,4681 \text{ kJ/kg.K}$$

$$k_{th} = 0,00457 + 0,000023239 * T + 0,0000001481 * T^2$$

$$= 0,067966 \text{ J/s.m.K} = 0,0393 \text{ BTU/jam.ft.}^{\circ}\text{F}$$

Massa dowtherm A yang digunakan:

$$W_p = 600 \text{ kg/jam}$$

### 3. Beda Suhu Rerata

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	653,15	507,84	160,00
Dingin	493,15	473,15	34,69

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{160,00 - 34,69}{\ln \frac{160,00}{34,69}} \\ &= 81,97 \text{ K} \end{aligned}$$

Fluida	Suhu Atas (F)	Suhu Bawah (F)	delT
Panas	716,00	454,44	288,00
Dingin	428,00	392,00	62,44

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$\begin{aligned} LMTD &= \frac{288,00 - 62,44}{\ln \frac{288,00}{62,44}} \\ &= 147,55 \text{ F} \end{aligned}$$

### 4. Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan tabel 8 Kern hal 840

Hot fluid	Cold fluid	Overall $U_D$
Water	Water	250–500§
Aqueous solutions	Aqueous solutions	250–500§
Light organics	Light organics	40–75
Medium organics	Medium organics	20–60
Heavy organics	Heavy organics	10–40
Heavy organics	Light organics	30–60
Light organics	Heavy organics	10–40

\* *Light organics* are fluids with viscosities of less than 0.5 centipoise and include benzene, toluene, acetone, ethanol, methyl ethyl ketone, gasoline, light kerosene, and naphtha.

† *Medium organics* have viscosities of 0.5 to 1.0 centipoise and include kerosene, straw oil, hot gas oil, hot absorber oil, and some crudes.

‡ *Heavy organics* have viscosities above 1.0 centipoise and include cold gas oil, lube oils, fuel oils, reduced crude oils, tars, and asphalts.

§ Dirt factor 0.001.

|| Pressure drop 20 to 30 psi.

¶ These rates are greatly influenced by the operating pressure.

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } U_d &= 60 \text{ BTU/ft}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{F} \\ &= 1226,5062 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

### 5. Alat Penukar Kalor Standar

Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m<sup>2</sup>]

Q<sub>t</sub> : Beban panas [kJ/jam]

U<sub>d</sub> : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m<sup>2</sup>.jam.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{207880,8326 \text{ kJ/jam}}{1226,5062 \text{ kJ/m}^2\text{.jam.K} \times 81,97 \text{ K}} = 2,0677 \text{ m}^2$$

$$= 22,2562 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan kalor < 10 m<sup>2</sup>, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah pipa ganda (*double-pipe heat exchanger*).

Route fluida:

Inner pipe : hot fluid (dowtherm A), kecepatan: 4987,646 kg/jam

Annulus : cold fluid, kecepatan: 600 kg/jam

### 3. Pemilihan Pipa

Dari tabel 11 (Kern, 1965) dipilih pipa :

Pipa luar ( <i>annulus</i> )		Pipa dalam	
IPS =	2	IPS =	1,25
OD =	2,38 in	OD =	1,66 in
ID =	2,067 in	ID =	1,38 in
Sch No =	40	Sch No =	40
ao =	0,622 ft <sup>2</sup> /ft	ao =	0,435 ft <sup>2</sup> /ft
a't =	3,35 in <sup>2</sup>	a't =	1,5 in <sup>2</sup>

Panjang yang dibutuhkan:

$$L_t = \frac{A}{a_{ip}}$$

Dimana:

L<sub>t</sub> = Panjang yang dibutuhkan (ft)

A = Luas transfer panas (ft<sup>2</sup>)

a<sub>ip</sub> = Luas permukaan per satuan panjang, pada inner pipe (ft<sup>2</sup>/ft)

Maka,

$$L_t = \frac{22,2562 \text{ ft}^2}{0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 51,1637 \text{ ft}$$

Panjang pipa efektif untuk alat penukar kalor pipa ganda (*Double Pipe*) umumnya berkisar antara 12 ft, 15 ft, atau 20 ft. (*Kern, D.Q., hal. 103*)

Dipilih panjang pipa (L) = 15 ft

Satu Hairpin terdiri dari 2 pipa, n = 2

Maka jumlah hairpin yaitu:

$$\text{Jumlah hairpin (Nh)} = \frac{L_t}{2 \times L} = \frac{51,1637 \text{ ft}}{30 \text{ ft}} = 1,7055 = 2 \text{ Hairpin}$$

Luas perpindahan panas total terkoreksi :

A terkoreksi =  $L_t \times N_h \times 2 \times a_o$  inner pipe

$$= 15 \text{ ft} \times 2 \times 2 \times 0,435 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

$$= 26,1 \text{ ft}^2 = 2,4248 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Ud terkoreksi} &= \frac{Q}{A \text{ terkoreksi} \times \Delta T \text{ LMTD}} \\ &= \frac{197032,99 \text{ BTU/jam}}{26,1 \text{ ft}^2 \times 147,549 \text{ }^\circ\text{F}} \\ &= 51,1637 \text{ BTU/jam.ft}^2.\text{ }^\circ\text{F} \\ &= 1045,8760 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \end{aligned}$$

#### 4. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Inner Pipe, Annulus, dan Gabungan

##### a. Annulus (Fluida Dingin)

$$\mu \text{ campuran} = 0,048701 \text{ kg/m.jam} = 0,032725 \text{ lb/ft.jam}$$

$$c_p \text{ campura} = 2,0854 \text{ kJ/kgK} = 0,8965 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$\text{Konduktivitas Thermal} = 0,1345 \text{ kJ/jam.m.K} = 0,279969 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

##### Luas Aliran

$$A_a = \pi/4 (D_2^2 - D_1^2)$$

Dengan:

$A_a$  = Luas Aliran

$$D_1 = \text{Diameter luar pipa dalam (inner pipe)} = 1,66 \text{ in} = 0,1383 \text{ ft}$$

$$D_2 = \text{Diameter dalam pipa luar (annulus)} = 2,067 \text{ in} = 0,1723 \text{ ft}$$

Maka,

$$\begin{aligned} A_a &= \frac{\pi}{4} \times [0,1723^2 - 0,1383^2] \\ &= 0,008273 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

##### Fluks massa dalam annulus

$$W_a = 4987,646 \text{ kg/jam} = 10995,88 \text{ lb/jam}$$

$$G_a = \frac{W_a}{A_a} = \frac{10995,88}{0,008273} = 1329073 \text{ lb/jamft}^2$$

##### Diameter Equivalent (De)

$$D_e = \frac{(OD^2 - ID^2)}{ID} = \frac{0,1723^2 - 0,1383^2}{0,138} = 0,0105 \text{ ft}$$

**Bilangan Reynold (Re)**

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{D_e \cdot G_a}{\mu} \\ &= \frac{0,0105 \text{ ft} \times 1329073 \text{ lb/jamft}^2}{0,032725 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 427815,6203 \end{aligned}$$

**Bilangan Prandl**

$$\begin{aligned} \text{Pr} &= \frac{C_p \times \mu u_{av}}{k_{thav}} \\ &= \frac{0,8965 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \times 0,032725278 \text{ lb/ft.jam}}{0,2799694 \text{ BTU/jamF}} \\ &= 0,104796 \end{aligned}$$

**Mencari ho**

$$\begin{aligned} h_o &= 0,36 \times \frac{k_{thav}}{D_e} \times \text{Re}^{0,8} \times \text{Pr}^{1/3} \\ h_o &= 0,36 \times \frac{0,2800 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}}{0,0105 \text{ ft}} \times 427815,6^{0,8} \times 0,104796^{1/3} \\ h_o &= 144302,9920 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

**b. Inner Pipe (Fluida Panas)**

$$\begin{aligned} \text{OD ip} &= 2,38 \text{ in} = 0,198333 \text{ ft} \\ \text{ID ip} &= 2,067 \text{ in} = 0,17225 \text{ ft} \\ \mu \text{ dowtherr} &= 6,61\text{E-}01 \text{ kg/m.jam} = 4,44\text{E-}01 \text{ lb/ft.jam} \\ c_p \text{ dowtherr} &= 346,4681 \text{ kJ/kgK} = 148,9546 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F} \\ k_{th} \text{ dowtherm} &= 0,0680 \text{ kJ/jam.m.K} = 0,0393 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F} \\ \rho \text{ dowtherr} &= 798,8135 \text{ kg/m}^3 = 49,86833 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

**Luas Aliran Inner Pipe**

$$a_p = \frac{\pi \cdot \text{ID}^2}{4} = \frac{3,14 \times 0,1723^2}{4} = 0,023291 \text{ ft}^2$$

**Fluks massa pada Inner Pipe**

$$\begin{aligned} W_p &= 1322,7735 \text{ lb/jam} \\ G_p &= \frac{W_s}{a_p} = \frac{1322,7735}{0,0233} = 56793,33646 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

**Bilangan Reynold**

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\text{ID} \cdot G_p}{\mu} = \frac{0,1723 \text{ ft} \times 56793,34 \text{ lb/jam.ft}^2}{0,4444 \text{ lb/ft.jam}} \\ &= 22012,7637 \end{aligned}$$

**Menghitung hi dan hio**

Dari Fig. 28 Kern, D.Q., hal. 838 diperoleh = 300

$$h_i = \frac{k \times J_H}{D_e} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned}
 h_i &= \frac{0,0393 \times 300 \left( \frac{148,9546 \times 4,44E-01}{0,0393} \right)^{1/3}}{0,0105} \\
 &= 13316,10394 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\
 h_{io} &= \frac{ID}{OD} \times h_i = \frac{0,17225}{0,19833} \times 13316,10394 \\
 &= 11564,86843 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

**Menghitung Uc**

$$U_c = \frac{h_o \times h_{io}}{h_o + h_{io}} = 10706,79 \text{ BTU/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

**Menghitung Rd**

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} = 0,019452 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

Faktor pengotoran min (Table 11-3, Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$R_d \text{ min} = 0,0020 \text{ h.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{BTU}$$

Rd terhitung > Rd minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

**5. Menghitung Pressure Drop****a. Annulus (Fluida Dingin)**

Diketahui data:

$$Re = 427815,6203$$

Dari fig. 26, Kern, 1995 page 836, diperoleh:

$$\text{Friction factor (f)} = 0,000108$$

Asumsi  $\phi_s = 1$

$$\begin{aligned}
 \text{specific gravity (s)} &= \frac{\rho_{\text{mix}}}{\rho_{\text{udara}}} \\
 &= \frac{2,315 \text{ kg/m}^3}{1,436 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 1,611559
 \end{aligned}$$

$$\Delta P_a = \frac{f \times G_a^2 \times D_s \times n}{5,22 \times 10^{10} \times D_e \times \text{s}pgr \times \phi_s}, \text{ psi} \quad (\text{Fig. 26, Kern, 1995 page 836})$$

Keterangan :

f = Faktor koreksi

$G_a$  = Flux massa (lb/jam-ft<sup>2</sup>)

$D_e$  = Diameter ekivalen (ft)

L = Panjang pipa standar (ft)

spg = Specific gravity

$$\Delta P_a = \frac{0,000108 \times 1329073^2 \times 0,172 \times 2}{5,22E+10 \times 0,0105 \times 1,612 \times 1} = 0,074166 \text{ psi}$$

**Menghitung Return Pressure Drop**

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

Dengan  $G_a = 1329072,52 \text{ lb/jamft}^2$

Maka dari fig. 27, Kern, 1995 page 837, didapat:

$$\frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right) = 0,225$$

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

$$\Delta Pr = \frac{4}{1,611559} \cdot 2 \cdot 0,225$$

$$\Delta Pr = 1,116931 \text{ psi}$$

Maka:

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_a + \Delta Pr \\ &= 0,000108 + 1,116931 \\ &= 1,117039 \text{ psi} \end{aligned}$$

Pressure drop maximum = 2 psi

$\Delta P_T$  lebih kecil daripada  $\Delta P_{max}$  sehingga alat layak untuk digunakan.

**b. Inner pipe (Fluida Panas)**

Diketahui data:

$$Re = 22012,7637$$

Dari fig. 26, Kern, 1995 page 836, diperoleh:

$$\text{Friction factor (f)} = 0,00025$$

Asumsi  $\phi_t = 1$

$$\Delta P_{ip} = \frac{f \times G_{ip}^2 \times L \times n}{2 \times g \times \rho \times ID_{ip} \times \phi_t} \text{,psi} \quad (\text{Fig. 26, Kern, 1995 page 836})$$

$$\Delta P_{ip} = \frac{0,00025 \cdot 56793,34^2 \cdot 15 \cdot 2}{2 \cdot 4,17E+08 \cdot 49,8683 \cdot 0,172 \cdot 1} = 0,003377 \text{ psi}$$

**Menghitung Return Pressure Drop**

$$\Delta Pr = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \left( \frac{62,5}{144} \right)$$

Dengan  $G_{ip} = 56793,33646 \text{ lb/jamft}^2$

Return Pressure Drop diabaikan, karena flux massa inner pipe ( $G_p$ ) terlalu kecil.

$$\Delta Pr = 0 \text{ psi}$$

Maka:

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_{ip} + \Delta Pr \\ &= 0,003377 + 0 \\ &= 0,003377 \text{ psi} \end{aligned}$$

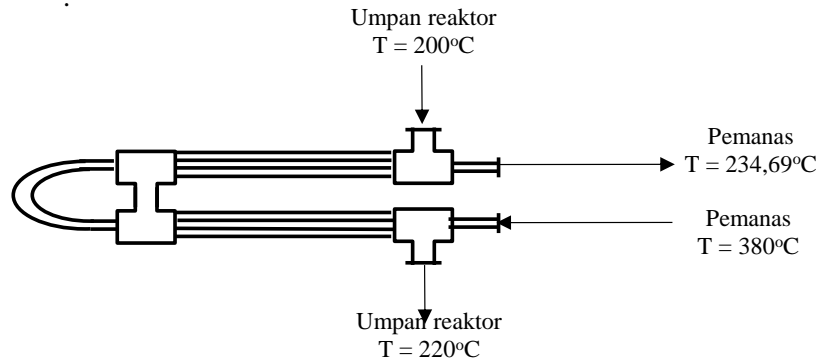
Pressure drop maximum = 5 psi

$\Delta P_T$  lebih kecil daripada  $\Delta P_{max}$  sehingga alat layak untuk digunakan.



## RINGKASAN HEATER 1 (H-01)

Alat : Heater 1  
 Kode : H-01  
 Tugas : Memanaskan umpan reaktor hingga suhu 220°C dengan media pemanas dowtherm A  
 Jenis Alat : *Double-pipe Heat Exchanger*  
 Sketsa :



Kondisi Operas :

$$P = 1,9739 \text{ atm} = 1500,1640 \text{ mmHg}$$

$$T_1 = 200,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 473,15 \text{ K}$$

$$T_2 = 220,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 493,15 \text{ K}$$

Ukuran Alat :

Spesifikasi	Annulus	Inner Pipe
IPS (in)	2	1,25
OD (in)	2,38	1,66
ID (in)	2,067	1,38
Sch No.	40	40
ao (ft <sup>2</sup> /ft)	0,622	0,435
a't	3,35	1,5

$$\text{Panjang tube} = 15 \text{ ft} = 4,572 \text{ m}$$

$$\text{Luas perpindahan kalor standar} = 2,4248 \text{ m}^2$$

$$\text{Beban Panas} = 207880,8326 \text{ kJ/jam}$$

Media Pemanas :

$$\text{Jenis} = \text{Dowtherm A}$$

$$\text{Suhu masuk} = 380,00 \text{ }^{\circ}\text{C} = 653,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar} = 234,69 \text{ }^{\circ}\text{C} = 507,84 \text{ K}$$

$$\text{Massa pemanas} = 600 \text{ kg/jam}$$

---

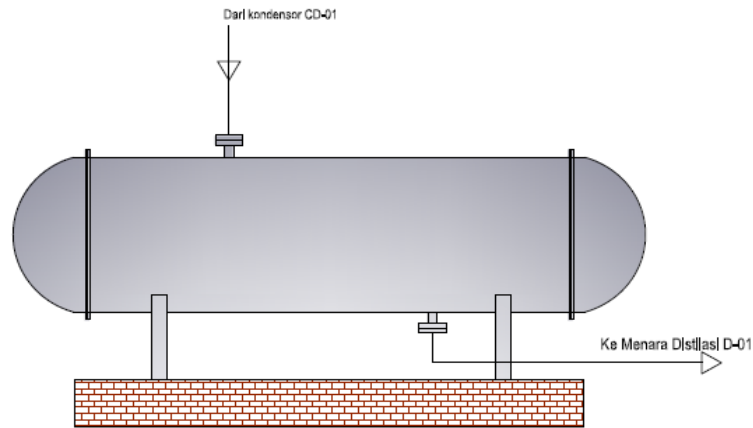
Koefisien Perpindahan Panas :

ho	=	144302,99 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
hio	=	11564,868 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Uc	=	10706,794 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Ud	=	51,1637 BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F
Rd terhitung	=	0,0195 h.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Rd minimum	=	0,002 h.ft <sup>2</sup> .°F/BTU
Pressure drop annulus	=	1,1170 psi
Pressure drop pipe	=	0,0034 psi

---

**AKUMULATOR (AC-01)**

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari kondensor (CD-01)  
 Jenis alat : Tangki Silinder Horizontal  
 Sketsa :



Data :  
 Tekanan operasi : 1,0762 atm  
 Suhu operasi : 58,52 °C = 331,67 K

Kecepatan massa embunan :

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,992	81,0937	58,08	4709,9200
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,008	0,6540	60,096	39,3017
Total	1	81,7476		4749,2216

### Densitas Cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28

---

**Langkah perhitungan:**

- 1. Volume embunan**
- 2. Volume akumulator**
- 3. Ukuran alat**
- 4. Ringkasasn**

## 1. Volume embunan

Dihitung dengan persamaan :

$$V1 = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$$

Waktu tinggal diprediksi berdasarkan Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003), waktu tinggal berkisar antara 5 sampai 10 menit

Dirancang : waktu tinggal = 10 menit

Komponen	kg/jam	rho (kg/m <sup>3</sup> )	V (m <sup>3</sup> /jam)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4709,9200	745,2281	6,3201
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	39,3017	748,6969	0,0525
Total	4749,2216		6,3726

$$\text{Kecepatan volume embunan} = 6,3726 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume embunan (V1)} &= 6,3726 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 1,0621 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 2. Volume akumulator

Volume akumulator dirancang angka keamanan 20 % maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume akumulator (Vt)} &= 120\% \times 1,0621 \text{ m}^3 \\ &= 1,2745 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 3. Ukuran alat

L/D berkisar antara 2,5 - 6 berdasarkan Harry Silla, Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003)

Dirancang : Rasio = 3

$$L = 3 D$$

$$D = \left( \frac{4 Vt}{3 \pi} \right)^{1/3}$$

$$Vt = 1,2745 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} D &= \left( \frac{4 \times 1,2745 \text{ m}^3}{3 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 0,81 \text{ m} \end{aligned}$$

$$L = (3 \times 0,81 \text{ m})^2$$

$$= 2,44 \text{ m}$$

Holding Time (waktu pengosongan) = 2 - 5 menit (Frank L Evans hal 164)

Diambil holding time = 5 menit

Syarat: maksimum ruang untuk cairan adalah 80% dari diameter (Frank L. Evans)

#### 4. Perhitungan pelengkap

Dipilih Baja Karbon

Bahan: *Carbon Steel SA-285 grade A* pada suhu -50 - 775 °F (Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 982)

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\text{Tekanan yang diizinkan (f)} = 12900 \text{ psi} = 88917857 \text{ Pa}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 4 \text{ mm} = 0,0040 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam (Ids)} = 0,81 \text{ m} = 32,08 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari dalam shell (ri)} = \text{Ids}/2 = 0,407 \text{ m}$$

$$\text{Tekanan operasi (P)} = 1,0762 \text{ atm} = 109041 \text{ Pa}$$

$$\text{Tekanan rancangan (P}_{\text{design}}) = 1,5 \times \text{Tekanan Operasi}$$

$$= 1,5 \times 109041 \text{ Pa} = 163562 \text{ Pa}$$

$$\text{Tekanan Gauge (P}_{\text{gauge}}) = 62237 \text{ Pa}$$

Dihitung dengan persamaan 13.40b Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design". Mc.Graw Hill

$$t_s = \frac{P_{\text{gauge}} \text{ Ids}}{4fE - 1,2P_{\text{gauge}}}$$

$$t_s = \frac{62237 \text{ Pa} \times 0,81 \text{ m}}{4 \times 88917857 \text{ Pa} \times 0,85 - 1,2 \times 62237 \text{ Pa}} + 0,0040 \text{ m}$$

$$t_s = 0,0042 \text{ m} = 0,164087 \text{ in}$$

$$\text{Diambil tebal standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar shell} = \text{Ids} + 2t_s$$

$$= 0,81 \text{ m} + 2 \times 0,0048 \text{ m}$$

$$= 0,824 \text{ m} = 32,46 \text{ in}$$

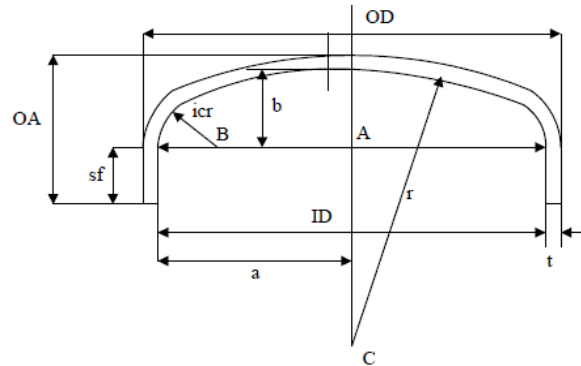
Dari Tabel 5.7 Brownell and young. Dipilih OD kolom standar.

$$\text{OD kolom standar} = 34 \text{ in} = 0,864 \text{ m}$$

#### HEAD

Untuk tekanan operasi antara 15 - 200 psig, digunakan *torispherical head*.

Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell and Young, 1979).



keterangan:

icr	=	Jari-jari sudut internal	(m)
r	=	Jari-jari kelengkungan	(m)
sf	=	Flange lurus	(m)
th	=	Tebal penutup	(m)
OA	=	Tinggi penutup	(m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

$$B = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{ID_s}{2} - icr$$

$$th = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot ID_s}{f \cdot \varepsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C''$$

$$th = \frac{0,885 \times 62237 \text{ Pa} \times 0,81 \text{ m}}{88917857 \text{ Pa} \times 0,85 - 0,1 \times 62237 \text{ Pa}} + 0,0040 \text{ m}$$

$$= 0,004594 \text{ m} = 0,1809 \text{ in}$$

Dipilih tebal tutup menara standar =  $\frac{3}{16} \text{ in} = 0,1875 \text{ in}$

Tabel 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New York.

Dari tabel 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Wiley and Son. Pada OD = 48 in dan t = 5/16 in didapat :

$$t = 0,1875 \text{ in}$$

$$icr = 2,125 \text{ in}$$

$$r = 34 \text{ in}$$

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada t = 3/16 in, sf = 1,5 - 2 in.

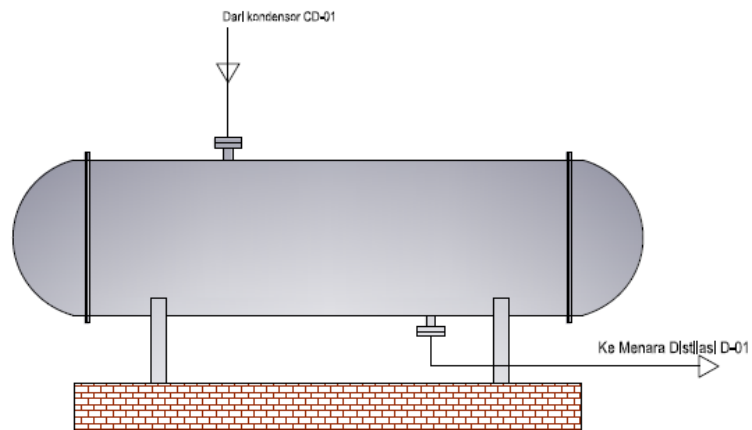
dipilih sf = 1,5 in

---

$$\begin{aligned}BC &= 34 \text{ in} - 2 \text{ in} = 32 \text{ in} \\AB &= \frac{32,08 \text{ in}}{2} - 2 \text{ in} = 13,92 \text{ in} \\B &= 34 \text{ in} - [(32 \text{ in})^2 - (13,92 \text{ in})^2]^{0,5} \\&= 5,324 \text{ in} \\OA &= 1,5 \text{ in} + 5,324 \text{ in} + 0,188 \text{ in} \\&= 7,011 \text{ in} = 0,1781 \text{ m} \\Maka, \text{tinggi head} &= 0,1781 \text{ m}\end{aligned}$$

**RINGKASAN AKUMULATOR 1 (AC-01)**

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari kondensor (CD-01)  
Jenis alat : Tangki Silinder Horizontal  
Sketsa :



Data :  
Tekanan operasi : 1,0762 atm  
Suhu operasi : 58,52 °C = 331,67 K

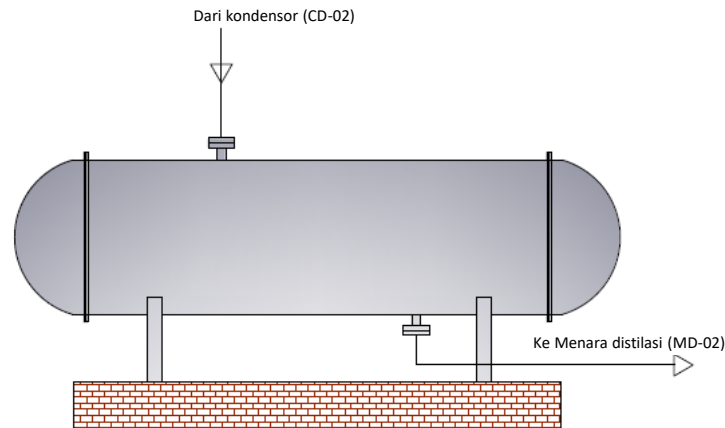
L/D = 3  
D = 0,81 m  
L = 2,44 m

Volume embunan = 1,0621 m<sup>3</sup>  
Volume Akumulator = 1,2745 m<sup>3</sup>  
Holding time = 5  
t interface = 10  
Bahan Konstruksi = Carbon Steel SA-285 grade A



### AKUMULATOR (AC-02)

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari Kondensor 2 (CD-02)  
 Jenis alat : Tangki Silinder Horizontal  
 Sketsa :



Data :  
 Tekanan operasi : 1,1897 atm  
 Suhu operasi : 83,88 °C = 357,03 K

Kecepatan massa embunan :

Komponen	fraksi mol	kmol/jam	BM	kg/jam
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,11509	5,7220	58,08	332,3364
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,8481	42,1660	60,10	2534,0067
H <sub>2</sub> O	0,03681	1,8301	18,02	32,9700
Total	1,000	49,7182		2899,3132

#### Densitas Cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

T<sub>c</sub> = critical temperature, K

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
H <sub>2</sub> O	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Langkah perhitungan:**

- 1. Volume embunan**
- 2. Volume akumulator**
- 3. Ukuran alat**
- 4. Ringkasan**

## 1. Volume embunan

Dihitung dengan persamaan :

$$V1 = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$$

Waktu tinggal diprediksi berdasarkan Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003), waktu tinggal berkisar antara 5 sampai 10 menit

Dirancang : waktu tinggal = 10 menit

Komponen	kg/jam	rho (kg/m <sup>3</sup> )	V (m <sup>3</sup> /jam)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	332,3364	312,8353	1,0623
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	2534,0067	294,8677	8,5937
H <sub>2</sub> O	32,9700	409,7022	0,0805
Total	2899,3132		9,7365

$$\text{Kecepatan volume embunan} = 9,7365 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume embunan (V1)} &= 9,7365 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 1,6228 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 2. Volume akumulator

Volume akumulator dirancang angka keamanan 20 % maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume akumulator (Vt)} &= 120\% \times 1,6228 \text{ m}^3 \\ &= 1,9473 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 3. Ukuran alat

L/D berkisar antara 2,5 - 6 berdasarkan Harry Silla, Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003)

Dirancang : Rasio = 3

$$L = 3 D$$

$$D = \left( \frac{4 V_t}{3 \pi} \right)^{1/3}$$

$$V_t = 1,9473 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} D &= \left( \frac{4 \times 1,9473 \text{ m}^3}{3 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 0,94 \text{ m} \end{aligned}$$

$$L = (3 \times 0,94 \text{ m})^2$$

$$= 2,82 \text{ m}$$

Holding Time (waktu pengosongan) = 2 - 5 menit (Frank L Evans hal 164)

Diambil holding time = 5 menit

#### 4. Perhitungan pelengkap

Dipilih Baja Karbon

Bahan: *Carbon Steel SA-285 grade A* pada suhu -50 - 775 °F (Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 982)

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

Tekanan yang diizinkan (f)	=	12900 psi	=	88917857 Pa
Efisiensi pengelasan (E)	=	0,85		
Faktor korosi (C)	=	4 mm	=	0,0040 m
Diameter dalam (Ids)	=	0,94 m	=	36,95 in
Jari-jari dalam shell (ri)	=	Ids/2	=	0,469 m
Tekanan operasi (P)	=	1,1897 atm	=	120549 Pa
Tekanan rancangan ( $P_{design}$ )	=	1,5 × Tekanan Operasi		
	=	1,5 × 120549 Pa	=	180824 Pa
Tekanan Gauge ( $P_{gauge}$ )	=	79499 Pa		

Dihitung dengan persamaan 13.40b Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design". Mc.Graw Hill

$$t_s = \frac{P_{gauge} Ids}{4fE - 1,2P_{gauge}}$$

$$t_s = \frac{79499 \text{ Pa} \times 0,94 \text{ m}}{4 \times 88917857 \text{ Pa} \times 0,85 - 1,2 \times 79499 \text{ Pa}} + 0,0040 \text{ m}$$

$$t_s = 0,0042 \text{ m} = 0,167201 \text{ in}$$

$$\text{Diambil tebal standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Diameter luar shell} &= Ids + 2t_s \\ &= 0,94 \text{ m} + 2 \times 0,0048 \text{ m} \\ &= 0,948 \text{ m} = 37,33 \text{ in} \end{aligned}$$

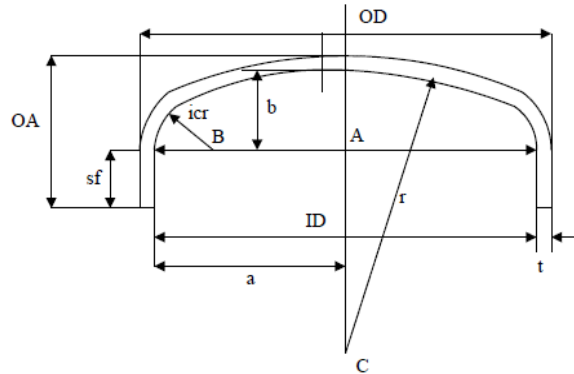
Dari Tabel 5.7 Brownell and young. Dipilih OD kolom standar.

$$\text{OD kolom standar} = 38 \text{ in} = 0,965 \text{ m}$$

#### HEAD

Untuk tekanan operasi antara 15 - 200 psig, digunakan *torispherical head*.

Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell and Young, 1979).



keterangan:

icr	=	Jari-jari sudut internal	(m)
r	=	Jari-jari kelengkungan	(m)
sf	=	Flange lurus	(m)
th	=	Tebal penutup	(m)
OA	=	Tinggi penutup	(m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

$$B = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

$$th = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \epsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C''$$

$$th = \frac{0,885 \times 79499 \text{ Pa} \times 0,94 \text{ m}}{88917857 \text{ Pa} \times 0,85 - 0,1 \times 79499 \text{ Pa}} + 0,0040 \text{ m}$$

$$= 0,004874 \text{ m} = 0,1919 \text{ in}$$

Dipilih tebal tutup menara standar = 1/4 in = 0,25 in

Tabel 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New York.

Dari tabel 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada OD = 38 in dan t = 1/4 in didapat :

$$t = 0,25 \text{ in}$$

$$icr = 2,375 \text{ in}$$

$$r = 36 \text{ in}$$

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada t = 0,25 in, sf = 1,5 - 2,5 in.

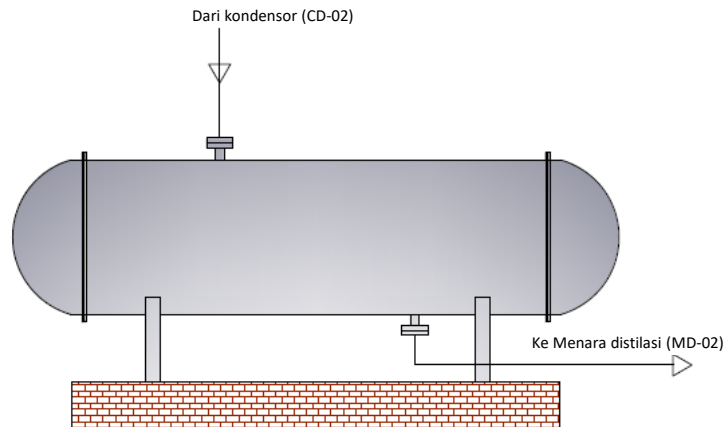
$$\text{dipilih sf} = 1,5 \text{ in}$$

$$BC = 36 \text{ in} - 2 \text{ in} = 34 \text{ in}$$

$$\begin{aligned}AB &= \frac{36,95 \text{ in}}{2} - 2 \text{ in} = 16,1 \text{ in} \\B &= 36 \text{ in} - [(34 \text{ in})^2 - (16,1 \text{ in})^2]^{0,5} \\&= 6,481 \text{ in} \\OA &= 1,5 \text{ in} + 6,481 \text{ in} + 0,25 \text{ in} \\&= 8,231 \text{ in} = 0,2091 \text{ m} \\ \text{Maka, tinggi head} &= 0,2091 \text{ m}\end{aligned}$$

**RINGKASAN AKUMULATOR (AC-02)**

Tugas : Menampung embunan yang berasal dari Kondensor 2 (CD-02)  
Jenis alat : Tangki Silinder Horizontal  
Sketsa :



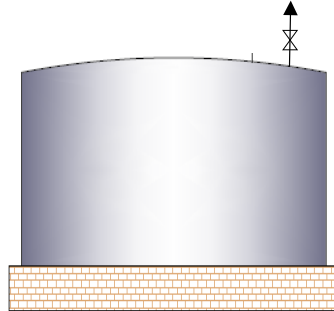
Data :  
Tekanan operasi : 1,1897 atm  
Suhu operasi : 83,8773 °C = 357,03 K

L/D = 3  
D = 0,94 m  
L = 2,82 m

Volume embunan = 1,6228 m<sup>3</sup>  
Volume Akumulator = 1,9473 m<sup>3</sup>  
Holding time = 5  
t interface = 10  
Bahan Konstruksi = *Carbon Steel SA-285 grade A*

### TANGKI ISOPROPIL ALKOHOL

- Tugas : Menyimpan bahan baku Isopropil Alkohol  $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$  pada suhu  $30^\circ\text{C}$  sebanyak 4954,5641 kg/jam dengan tekanan 1 atm dan waktu tinggal 14 hari
- Tipe ala: Tangki Silinder Tegak Beratap Torispherical Head
- Sketsa :



#### Kondisi Operasi:

Suhu (T) =  $30^\circ\text{C} = 303,15\text{ K}$

Tekanan(P) = 1 atm = 14,7 psia

Kapasitas untuk waktu tinggal 14 hari = 336 jam

Bahan yang disimpan:

Komponen	BM	kmol/jam	fraksi massa	kg/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	60,096	72,0564	0,8740	4330,3026
$\text{H}_2\text{O}$	18,015	34,6523	0,1260	624,2615
Total		106,7087	1,0000	4954,5641

#### Densitas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

$T_c$  = critical temperature, K

Komponen	A	B	n	$T_c$
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
$\text{H}_2\text{O}$	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

#### Langkah perhitungan:

1. Menentukan Volume, Diameter, dan Tinggi Tangki
2. Tekanan Perancangan
3. Menghitung Tebal *Shell*
4. Menentukan Tebal dan Tinggi *Head*

**1. Menentukan Volume, Diameter, dan Tinggi Tangki**

Volume bahan = kecepatan volume x waktu tinggal

Komponen	kg/jam	ρ (kg/m <sup>3</sup> )	V = m/ρ
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	4330,3026	305,1361	14,191379
H <sub>2</sub> O	624,2615	422,5153	1,4774885
Total	4954,5641	727,6515	15,668868

$$V = 15,668868 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 14 \text{ hari}$$

$$= 5264,7396 \text{ m}^3 \text{ (Volume Cairan)}$$

**Volume Tangki**

Dirancang angka keamanan: 20%

$$V_t = 5264,7396 \text{ m}^3 \times 120\%$$

$$= 6317,6875 \text{ m}^3 \times \frac{1 \text{ barrel}}{0,1590 \text{ m}^3}$$

$$= 39737,1324 \text{ barrel}$$

Tangki terlalu besar sehingga dibuat menjadi 3 tangki.

$$V = \frac{39737,1324}{3} = 13245,7108 \text{ barrel}$$

Ukuran tangki dipilih berdasarkan Appendix E Brownell and Young, item 1

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 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)									
		4 Number of Courses in Completed Tank									
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60	
10	14.0	2	3	4	5	6	7	8	9	10	
15	31.5	170	250	335	420	505	...	...	...	...	
20	56.0	380	565	755	945	1,130	...	...	...	...	
25	87.4	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	...	...	
30	126	1,050	1,570	2,100	2,620	3,150	3,670	4,200	4,720	5,250	
35	171	1,510	2,270	3,020	3,780	4,530	5,290	6,040	6,800	7,550	
40	224	2,060	3,080	4,110	5,140	6,170	7,200	8,230	9,250	10,280	
45	283	2,690	4,030	5,370	6,710	8,060	9,400	10,740	12,090	13,430	
50	350	3,400	5,100	6,800	8,500	10,200	11,900	13,600	15,300	17,000	
60	504	4,200	6,290	8,390	10,490	12,590	14,690	16,790	18,880	20,980	
70	685	6,030	9,060	12,909	15,110	18,130	21,150	24,170	27,190	30,220	
80	895	8,230	12,340	16,450	20,560	24,680	28,790	32,900	37,010	41,130	
90	1,133	10,740	16,120	21,490	26,860	32,230	37,600	42,970	48,350	53,720	
100	1,399	13,600	20,390	27,190	33,990	40,790	47,590	54,380	61,180	67,980	
120	2,014	16,790	25,180	33,570	41,970	50,360	58,750	67,140	75,540	83,930	
140	2,742	...	36,260	48,340	60,430	72,510	84,600	96,690	108,800	120,900	
160	3,581	...	49,350	65,800	82,250	98,700	115,100	131,600	148,000	164,500	
180	4,532	...	...	...	107,400	128,900	150,400	171,900	193,400	214,900	
200	5,595	...	...	...	136,000	163,200	190,400	217,500	244,800	254,300	
220	6,770	...	...	...	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	D = 174	
					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<sup>2</sup>H, 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 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.



Kapasitas standar : 13600 barrel

$$\text{Diameter tangki, } Dt = 45 \text{ ft} \times \frac{0,3048 \text{ m}}{\text{ft}} = 13,716 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki, } Ht = 48 \text{ ft} \times \frac{0,3048 \text{ m}}{\text{ft}} = 14,63 \text{ m}$$

## 2. Tekanan Perancangan

Tekanan Perancangan dibuat 20% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan, maka:

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Perancangan} &= 1,2 \times 14,7 \text{ psia} \\ &= 17,64 \text{ psia} \end{aligned}$$

## 3. Menghitung Tebal Shell

Dipilih bahan Carbon Steel SA 283 Grade C dengan spesifikasi:

Allowable stress (f) = 12650 (Brownell and Young, table 13.1, page 521)

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).

$$ts = \frac{\rho_L(H-1)12 ID}{2 \cdot f \cdot E \cdot 144} + C$$

Dimana :

t = Tebal shell (in)

ID = Diameter Dalam Tangki (ft)

f = Allowable Stress (psia)

C = Faktor Korosi (in)

E = Efisiensi Sambungan

$\rho$  = Densitas campuran (lb/ft<sup>3</sup>)

(Brownell and Young, page 254)

Maka:

$$\rho = 727,6515 \text{ kg/m}^3 = 45,4258 \text{ lb/ft}^3$$

$$ts = \frac{45,4258 \text{ lb/ft}^3 \times (H-1) \times 12 \times 45 \text{ ft}}{2 \times 12650 \times 80\% \times 144} + 0,125 \text{ in}$$

Tebal dinding standar diperoleh dari Appendix E item 2, Brownell and Young, page 347.

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded Courses  
 Recommended by API Standard 12 C  
 (Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)										12 Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)	
	3 Number of Courses in Completed Tank											
	4 1	5 2	6 3	7 4	8 5	9 6	10 7	11 8	12 9	13 10		
10	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...	...	...	...
15	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...	...	...	...
20	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...	...
25	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.19	0.20	0.22	...
30	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.26	...
35	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.27	0.30	...
40	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31	0.35	...
45	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35	0.39	0.43	...
50	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43	...
60	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47	0.52	...
70	3/4	3/4	3/4	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54	0.61	...	...
80	3/4	3/4	3/4	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62	0.69	...	...
90	3/4	3/4	3/4	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70	0.78	...	...
100	3/4	3/4	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78	0.86	...	...
120	3/4	3/4	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93	1.03	...	...
140	3/4	3/4	0.35	0.47	0.60	0.72	0.84	0.96	1.08	1.21	...	...
160	3/4	0.26	0.40	0.54	0.68	0.82	0.96	1.10	1.24	1.38	65.3	...
180	3/4	0.29	0.45	0.61	0.76	0.92	1.08	1.24	1.39	...	58.2	...
200	3/4	0.32	0.50	0.67	0.85	1.02	1.20	1.37	...	...	52.5	...
220	3/4	0.36	0.55	0.74	0.93	1.13	1.32	...	...	...	47.8	...

Plate thicknesses shown in item 2 in fractions are thicker than those required for hydrostatic loading but for practical reasons have been fixed at the values given; therefore, plates for these courses may be ordered on a weight basis. Plate thicknesses shown in item 2 in decimals are based on maximum allowable stresses, and therefore plates for these courses must be ordered on a thickness basis.

In deriving the plate-thickness values shown, it was assumed, on the basis of average mill practice, that the edge thickness of plates 72-in. wide and ordered on the weight basis would underrun the nominal thickness by 0.03 in. The actual thickness may underrun a calculated or specified thickness by 0.01 in.; consequently, fractional thickness values are shown only when the fractional value exceeds the calculated thickness of the course in question by more than 0.02 in.

The maximum allowable height for diameters listed in feet is based on the 1 1/2-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Tebal dihitung dari atas

Lembar ke-	H, ft	Tebal Shell, in	Tebal Standar, in
1	0 sampai 6	0,1671	0,1875
2	6 sampai 12	0,2176	0,1875
3	12 sampai 18	0,2681	0,1875
4	18 sampai 24	0,3186	0,1875
5	24 sampai 30	0,3691	0,19
6	30 sampai 36	0,4196	0,23
7	36 sampai 42	0,4701	0,27
8	42 sampai 48	0,5206	0,31

: Tebal dinding yang dipilih

4. Menentukan Tebal dan Tinggi Head

Tebal Head

Tangki yang digunakan berbentuk silinder tegak dengan bentuk *Torispherical Head*.

Sehingga perhitungan sebagai berikut :

$$t_{\text{head}} = \frac{P ID}{2f E - 0,2P} + C \quad (\text{Brownell and Young, hal 256 pers 13.10})$$

Dimana :

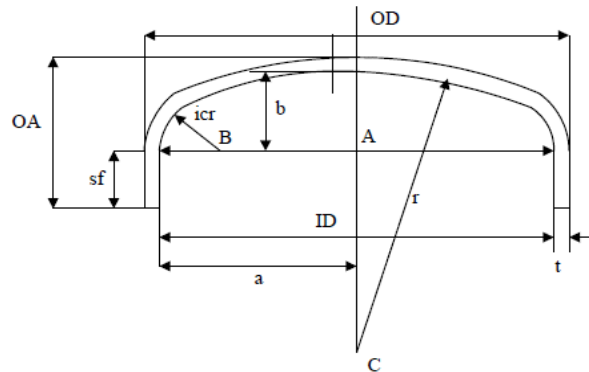
- t = Tebal Head (in)  
 P = Tekanan perancangan (psia)  
 d = Jari Jari (in)  
 f = Allowable Stress (psi)  
 E = Efisiensi Sambungan  
 C = Faktor Korosi (in)

$$\text{thead} = \frac{17,64 \text{ psia} \times 45 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft} + 0,125 \text{ in}}{\left[ \frac{2 \times 12650 \times 0,8}{0,2 \times 17,64} \right]} = 0,1642 \text{ in}$$

Maka diambil Tebal Head standar 0,1875 in.

Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell and Young, 1979).

### Tinggi Head



keterangan:

- icr = Jari-jari sudut internal (in)  
 r = Jari-jari kelengkungan (in)  
 sf = Flange lurus (in)  
 th = Tebal penutup (in)  
 OA = Tinggi penutup (in)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

$$B = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{ID}{2} - icr$$

$$OD = ID + 2 \text{ ts} = 45 + 2 \times 0,0156 = 45,031 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Wiley and Son. Pada OD = 48 in dan t = 5/16 in didapat :

$$t = 0,1875 \text{ in}$$

$$icr = 3 \text{ in}$$

$$r = 48 \text{ in}$$

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada  $t = 0,25 \text{ in}$ ,  $sf = 1,5 - 2,5 \text{ in}$ .

$$\text{dipilih } sf = 1,5 \text{ in}$$

$$BC = 48 \text{ in} - 3 \text{ in} = 45 \text{ in}$$

$$AB = \frac{14 \text{ in}}{2} - 3 \text{ in} = 3,858 \text{ in}$$

$$B = 48 \text{ in} - \left[ (45 \text{ in})^2 - (3,858 \text{ in})^2 \right]^{0,5}$$
$$= 3,1656846 \text{ in}$$

$$OA = 1,5 \text{ in} + 3,1657 \text{ in} + 0,1875 \text{ in}$$
$$= 4,8532 \text{ in} = 0,1233 \text{ m}$$

$$\text{Maka, tinggi head} = 0,1233 \text{ m}$$

**RINGKASAN TANGKI BAHAN BAKU (T-01, T-02, T-03)**

**Tugas** : Menyimpan bahan baku Isopropil Alkohol ( $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ ) pada suhu  $30^\circ\text{C}$  sebanyak 4954,5641 kg/jam dengan tekanan 1 atm dan waktu tinggal 14 hari

**Tipe Alat** : Tangki Silinder Tegak Beratap Torispherical Head

**Jumlah** : 3 buah

**Kondisi Operasi**

Tekanan : 1 atm  
Suhu :  $30^\circ\text{C}$

**Dimensi Tangki**

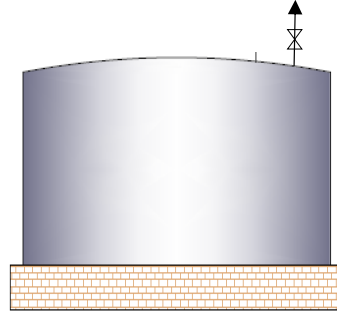
Volume : 13600 barrel  
Diameter : 13,716 m  
Tinggi : 14,6304 m  
Tinggi Head : 0,1233 m  
Tebal Shell :

Lembar ke-	H, ft	Tebal Shell, in
1	6	0,1875
2	12	0,2176
3	18	0,2681
4	24	0,3186
5	30	0,3691
6	36	0,4196
7	42	0,4701
8	48	0,5206

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

### TANGKI ASETON

- Tugas : Menyimpan produk Aseton  $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$  pada suhu  $40^\circ\text{C}$  sebanyak sebanyak 3863,6353 kg/jam dengan tekanan 1,09 atm dan waktu tinggal 14 hari
- Tipe al: Tangki Silinder Tegak Beratap Torispherical Head
- Sketsa :



#### Kondisi Operasi:

- Suhu (T) =  $40^\circ\text{C} = 313,15\text{ K}$   
 Tekanan(P) =  $1,0762\text{ atm} = 15,819\text{ psia}$   
 Kapasitas untuk waktu tinggal 14 hari = 336 jam  
 Bahan yang disimpan:

Komponen	BM	kg/jam	fraksi massa	kmol/jam
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	58,08	3831,6622	0,9917	65,9721
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	60,096	31,9731	0,0083	0,5320
Total		3863,6353	1,0000	66,5042

#### Densitas

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

$T_c$  = critical temperature, K

Komponen	A	B	n	$T_c$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,27728	0,2576	0,29903	508,2
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,26785	0,26475	0,243	508,28

#### Langkah perhitungan:

1. Menentukan Volume, Diameter, dan Tinggi Tangki
2. Tekanan Perancangan
3. Menghitung Tebal *Shell*
4. Menentukan Tebal dan Tinggi *Head*

**1. Menentukan Volume, Diameter, dan Tinggi Tangki**

Volume bahan = kecepatan volume x waktu tinggal

Komponen	kg/jam	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	$V = m/\rho$
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	3831,6622	323,9843	11,826692
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	31,9731	303,2036	0,1054509
Total	3863,6353	627,1878	11,932143

$$V = 11,932143 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 14 \text{ hari}$$

$$= 4009,2000 \text{ m}^3 \text{ (Volume Cairan)}$$

**Volume Tangki**

Dirancang angka keamanan : 20%

$$V_t = 4009,2000 \text{ m}^3 \times 120\%$$

$$= 4811,0400 \text{ m}^3 \times \frac{1 \text{ barrel}}{0,1590 \text{ m}^3}$$

$$= 30260,5876 \text{ barrel}$$

Tangki terlalu besar sehingga dibuat menjadi 3 tangki.

$$V = \frac{30260,5876}{3} = 10086,8625 \text{ barrel}$$

Ukuran tangki dipilih berdasarkan Appendix E Brownell and Young, item 1

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 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)									
		4 12	5 18	6 24	7 30	8 36	9 42	10 48	11 54	12 60	
10	14.0	250	335	420	505	590	675	760	845	930	
15	31.5	380	565	755	945	1130	1315	1500	1685	1870	
20	56.0	670	1,010	1,340	1,680	2,010	2,350	2,690	3,030	3,370	
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	12,900	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<sup>2</sup>H, 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 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Kapasitas standar : 10200 barrel

$$\text{Diameter tangki, } Dt = 36 \text{ ft} \times \frac{0,3048 \text{ m}}{\text{ft}} = 10,973 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki, } Ht = 48 \text{ ft} \times \frac{0,3048 \text{ m}}{\text{ft}} = 14,63 \text{ m}$$

## 2. Tekanan Perancangan

Tekanan Perancangan dibuat 20% lebih besar dari tekanan operasi untuk faktor keamanan, maka:

$$\begin{aligned} \text{Tekanan Perancangan} &= 1,2 \times 15,819 \text{ psia} \\ &= 18,983 \text{ psia} \end{aligned}$$

## 3. Menghitung Tebal Shell

Dipilih bahan Carbon Steel SA 283 Grade C dengan spesifikasi:

Allowable stress (f) = 12650 (Brownell and Young, table 13.1, page 521)

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).

$$ts = \frac{\rho_L(H-1)12 ID}{2 \cdot f \cdot E \cdot 144} + C$$

Dimana :

t = Tebal shell (in)

ID = Diameter Dalam Tangki (ft)

f = Allowable Stress (psia)

C = Faktor Korosi (in)

E = Efisiensi Sambungan

$\rho$  = Densitas campuran (lb/ft<sup>3</sup>)

(Brownell and Young, page 254)

Maka:

$$\rho = 627,1878 \text{ kg/m}^3 = 39,1541 \text{ lb/ft}^3$$

$$ts = \frac{39,1541 \text{ lb/ft}^3 \times (H-1) \times 12 \times 36 \text{ ft} + 0,125 \text{ in}}{2 \times 12650 \times 80\% \times 144}$$

Tebal dinding standar diperoleh dari Appendix E item 2, Brownell and Young, page 347.



Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded Courses  
 Recommended by API Standard 12 C  
 (Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)										12 Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)
	6	12	18	24	30	36	42	48	54	60	
	3 Number of Courses in Completed Tank										
4	5	6	7	8	9	10	11				
5 Shell Plate Thickness (In.)											
10	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...	...	...
15	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...	...	...
20	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...
25	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.19	0.20	0.22
30	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.26
35	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.27	0.30
40	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31
45	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35	0.39
50	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43
60	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47	0.52
70	3/4	3/4	3/4	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54	0.61	...
80	3/4	3/4	3/4	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62	0.69	...
90	3/4	3/4	3/4	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70	0.78	...
100	3/4	3/4	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78	0.86	...
120	3/4	3/4	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93	1.03	...
140	3/4	3/4	0.35	0.47	0.60	0.72	0.84	0.96	1.08	1.21	...
160	3/4	0.26	0.40	0.54	0.68	0.82	0.96	1.10	1.24	1.38	65.3
180	3/4	0.29	0.45	0.61	0.76	0.92	1.08	1.24	1.39	...	58.2
200	3/4	0.32	0.50	0.67	0.85	1.02	1.20	1.37	...	...	52.5
220	3/4	0.36	0.55	0.74	0.93	1.13	1.32	...	...	...	47.8

Plate thicknesses shown in item 2 in fractions are thicker than those required for hydrostatic loading but for practical reasons have been fixed at the values given; therefore, plates for these courses may be ordered on a weight basis. Plate thicknesses shown in item 2 in decimals are based on maximum allowable stresses, and therefore plates for these courses must be ordered on a thickness basis.

In deriving the plate-thickness values shown, it was assumed, on the basis of average mill practice, that the edge thickness of plates 72-in. wide and ordered on the weight basis would underrun the nominal thickness by 0.03 in. The actual thickness may underrun a calculated or specified thickness by 0.01 in.; consequently, fractional thickness values are shown only when the fractional value exceeds the calculated thickness of the course in question by more than 0.02 in.

The maximum allowable height for diameters listed in feet is based on the 1 1/2-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

Tebal dihitung dari atas

Lembar ke-	H, ft	Tebal Shell, in	Tebal Standar, in
1	0 sampai 6	0,1540	0,1875
2	6 sampai 12	0,1888	0,1875
3	12 sampai 18	0,2237	0,1875
4	18 sampai 24	0,2585	0,1875
5	24 sampai 30	0,2933	0,19
6	30 sampai 36	0,3281	0,23

: Tebal dinding yang dipilih

4. Menentukan Tebal dan Tinggi Head

Tebal Head

Tangki yang digunakan berbentuk silinder tegak dengan bentuk *Torispherical Head*. Sehingga perhitungan sebagai berikut :

$$t_{head} = \frac{P ID}{2f E - 0,2P} + C \quad (\text{Brownell and Young, hal 256 pers 13.10})$$

Dimana :

- t = Tebal Head (in)  
 P = Tekanan perancangan (psia)  
 d = Jari Jari (in)  
 f = Allowable Stress (psi)  
 E = Efisiensi Sambungan  
 C = Faktor Korosi (in)

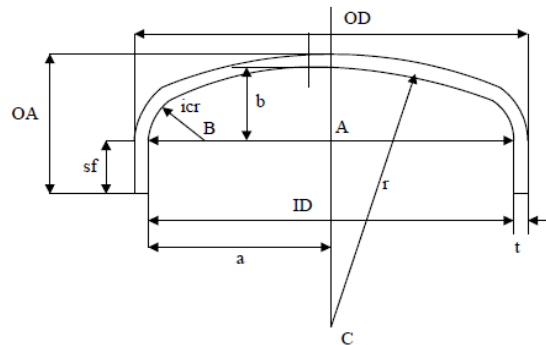
$$\text{thead} = \frac{18,983 \text{ psia} \times 36 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft}}{\left[ 2 \times 12650 \times 0,8 \right] - \left[ 0,2 \times 18,983 \right]} + 0,125 \text{ in}$$

$$= 0,1588 \text{ in}$$

Maka diambil Tebal Head standar 0,1875 in.

Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell and Young, 1979).

### Tinggi Head



keterangan:

- icr = Jari-jari sudut internal (in)  
 r = Jari-jari kelengkungan (in)  
 sf = Flange lurus (in)  
 th = Tebal penutup (in)  
 OA = Tinggi penutup (in)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

$$B = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

$$OD = ID + 2ts = 36 + 2 \times 0,0156 = 36,031 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young, 1959. "Process Equipment Design". Jhon Wiley and Son. Pada OD = 48 in dan t = 5/16 in didapat :

$$t = 0,1875 \text{ in}$$

$$icr = 3 \text{ in}$$

$$r = 48 \text{ in}$$

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada  $t = 0,25 \text{ in}$ ,  $sf = 1,5 - 2,5 \text{ in}$ .

$$\text{dipilih } sf = 1,5 \text{ in}$$

$$BC = 48 \text{ in} - 3 \text{ in} = 45 \text{ in}$$

$$AB = \frac{11 \text{ in}}{2} - 3 \text{ in} = 2,4864 \text{ in}$$

$$B = 48 \text{ in} - \left[ (45 \text{ in})^2 - (2,4864 \text{ in})^2 \right]^{0,5}$$
$$= 3,0687435 \text{ in}$$

$$OA = 1,5 \text{ in} + 3,0687 \text{ in} + 0,1875 \text{ in}$$
$$= 4,7562 \text{ in} = 0,1208 \text{ m}$$

$$\text{Maka, tinggi head} = 0,1208 \text{ m}$$

---

**RINGKASAN TANGKI PRODUK (T-04, T-05, T-06)**

**Tugas** : Menyimpan produk Aseton ( $\text{CH}_3$ )<sub>2</sub>CO pada suhu 40°C sebanyak 3863,6353 kg/jam dengan tekanan 1,09 atm dan waktu tinggal 14 hari  
**Tipe Alat** : Tangki Silinder Tegak Beratap Torispherical Head  
**Jumlah** : 3 buah

**Kondisi Operasi**

Tekanan : 1,0762 atm  
Suhu : 40 °C

**Dimensi Tangki**

Volume : 10200 barrel  
Diameter : 10,9728 m  
Tinggi : 14,6304 m  
Tinggi Head : 0,1208 m  
Tebal Shell :

Lembar ke-	H, ft	Tebal Shell, in
1	6	0,1875
2	12	0,1888
3	18	0,2237
4	24	0,2585
5	30	0,2933
6	36	0,3281

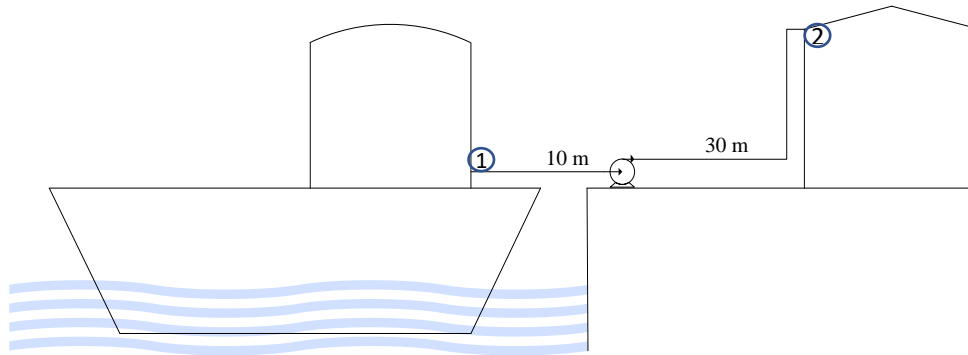
Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

### Pompa Isopropil Alkohol (P-01)

Tugas : Mengalirkan bahan baku Isopropil Alkohol ( $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ ) dari kapal pembelian ke tangki penyimpanan bahan baku Isopropil Alkohol (T-01)

Alat : *Centrifugal Pump*

Jumlah: 3 buah



Kondisi Operasi:

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

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

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	1443,4342	0,874
$\text{H}_2\text{O}$	208,08718	0,126
Total	1651,5214	1

#### Densitas Fase Cair

Dihitung dengan persamaan:

$$\rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dengan hubungan :

$\rho$  : rapat massa fase cair [ g/mL ]

A, B, n, dan  $T_c$  : konstanta konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Data diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	n	$T_c$
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
$\text{H}_2\text{O}$	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Viskositas Fasa Cair**

Persamaan yang digunakan:

$$\mu_i = 10^{\left(A + \frac{B}{T} + CT + DT^2\right)} 10^{-3}$$

Dimana:

$\mu$  = Viskositas (kg/ms)

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	2,86E+01	-2,47E+03	-7,35E+00	2,80E-10	2,736E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	3,82E+01	-3,55E+03	-1,00E+01	-3,47E-10	1,737E-06
H <sub>2</sub> O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,809E-06

Langkah Perhitungan :

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Menentukan Kapasitas Pompa
4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
5. Menghitung Head Pompa
6. Menghitung Kecepatan Spesifik
7. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
9. Menentukan Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan tangki kapal unit pembelian

- Tinggi *Suction Head* = 1 m  
(dievaluasi pada saat cairan dalam tangki hampir kosong)
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk tangki penyimpanan (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CHOH

- Tinggi *Discharge Head* = 14,63 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

### 3. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	1443,4342	0,874	777,9102	679,8956
H <sub>2</sub> O	208,08718	0,126	1023,0130	128,8968
Total	1651,5214	1	1800,9232	808,7925

$$\text{Densitas } (\rho) = 808,7925 \text{ kg/m}^3 = 50,4907 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume tangki pada kapal} = 24000 \text{ liter} = 24 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu pengosongan tangki pada kapal} = 30 \text{ menit}$$

Maka:

$$\text{Laju alir pompa (Q)} = \frac{\text{Volume Truk Tangki}}{\text{Waktu Pengosongan}}$$

$$= \frac{24 \text{ m}^3}{30 \text{ menit}} = 0,8 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} = 48 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$= 28,252 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} = 211,35 \frac{\text{gall}}{\text{menit}}$$

**4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

Ukuran Diameter Pipa Optimum didapat dari persamaan:

$$Di, opt = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \text{ (Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, page 496)}$$

- Diketahui, Di<sub>opt</sub> : Diameter Pipa Optimum (in)
- Q : Kecepatan Volume Fluida (ft<sup>3</sup>/s)
- ρ : Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

$$Di_{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,4709^{0,45} \times 50,491^{0,13}$$

$$= 4,6268 \text{ in}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

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. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40* 80†	0.269 0.215	0.058 0.036	0.106	0.070 0.056	0.25 0.32
1/4	0.540	40* 80†	0.364 0.302	0.104 0.072	0.141	0.095 0.079	0.43 0.54
3/8	0.675	40* 80†	0.493 0.423	0.192 0.141	0.177	0.129 0.111	0.57 0.74
1/2	0.840	40* 80†	0.622 0.546	0.304 0.235	0.220	0.163 0.143	0.85 1.09
3/4	1.05	40* 80†	0.824 0.742	0.534 0.432	0.275	0.216 0.194	1.13 1.48
1	1.32	40* 80†	1.049 0.957	0.864 0.718	0.344	0.274 0.250	1.68 2.17
1 1/4	1.66	40* 80†	1.380 1.278	1.50 1.28	0.435	0.362 0.335	2.28 3.00
1 1/2	1.90	40* 80†	1.610 1.500	2.04 1.76	0.498	0.422 0.393	2.72 3.64
2	2.38	40* 80†	2.067 1.939	3.35 2.95	0.622	0.542 0.508	3.66 5.03
2 1/2	2.88	40* 80†	2.469 2.323	4.79 4.23	0.753	0.647 0.609	5.80 7.67
3	3.50	40* 80†	3.068 2.900	7.38 6.61	0.917	0.804 0.760	7.58 10.3
4	4.50	40* 80†	4.026 3.826	12.7 11.5	1.178	1.055 1.002	10.8 15.0
6	6.625	40* 80†	6.065 5.761	28.9 26.1	1.734	1.590 1.510	19.0 28.0
8	8.625	40* 80†	7.981 7.625	50.0 45.7	2.258	2.090 2.000	28.6 43.4

- Normal Pipe Size, Nps = 6 in
- Schedule Number, Sch = 40
- Outside Diameter, OD = 6,625 in = 0,1683 m
- Inside Diameter, ID = 6,065 in = 0,1541 m



$$\text{Flow Area per pipe} = 28,9 \text{ in}^2 = 0,0173 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0133 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0173 \text{ m}^2} = 0,7686 \text{ m/s}$$

### Viskositas Cairan

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\mu_i$ (kg/m.s)	xi. $\mu_i$ (kg/ms)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	1443,4342	0,874	0,0017	0,0015
H <sub>2</sub> O	208,08718	0,126	0,0008	0,0001
Total	1651,5214	1	0,0025	0,0016

$$\mu_l = 0,0016 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,0011 \text{ lb/ft.s}$$

### Reynold Number :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho l \times v \times \text{ID}}{\mu_l} \\ &= \frac{808,8 \times 0,7686 \times 0,1541}{0,0016} \\ &= 60312,933 \text{ (Turbulence)} \end{aligned}$$

### Bahan Konstruksi :

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

(White, F.M. *Fluid Mechanics*, 2011, page 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
	Glass	—	Smooth	Smooth
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Dipilih : *Commercial Steel*

$$\text{Kekasaran Pipa, } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,000046 \text{ m}$$

Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/ID = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,154051 \text{ m}} = 0,000297$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram *Moody* (White, F.M. *Fluid Mechanics*, page 370)

Dimana,  $\epsilon/ID = 0,000297$

$Re = 60312,933$

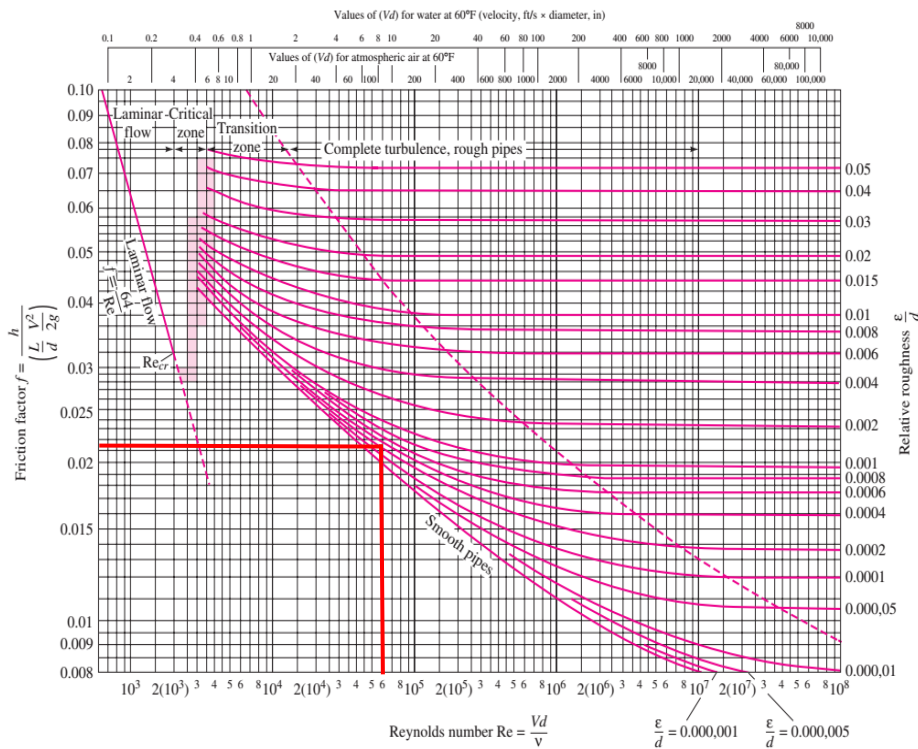


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,0215$

**Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)**

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Ludwig E. E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Vol 1 3rd Ed.,1999 Fig 2.21 page 87 yaitu sebagai berikut :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	16	1	16	4,9
<i>Sudden contraction</i>	5,8	1	5,8	1,8
<i>Gate valve, open</i>	100	2	200	61,0

Check valve	40	1	40	12,2
Globe valve, open	160	1	160	48,8
Standart elbow	16	2	32	9,8
Total ( $\Sigma Le$ )				138,3

Panjang pipa lurus (L) dirancang sepanjang 40 m

$$\begin{aligned} \Sigma Le + L &= 178,3 \text{ m} \\ &= 585,03 \text{ ft} \end{aligned}$$

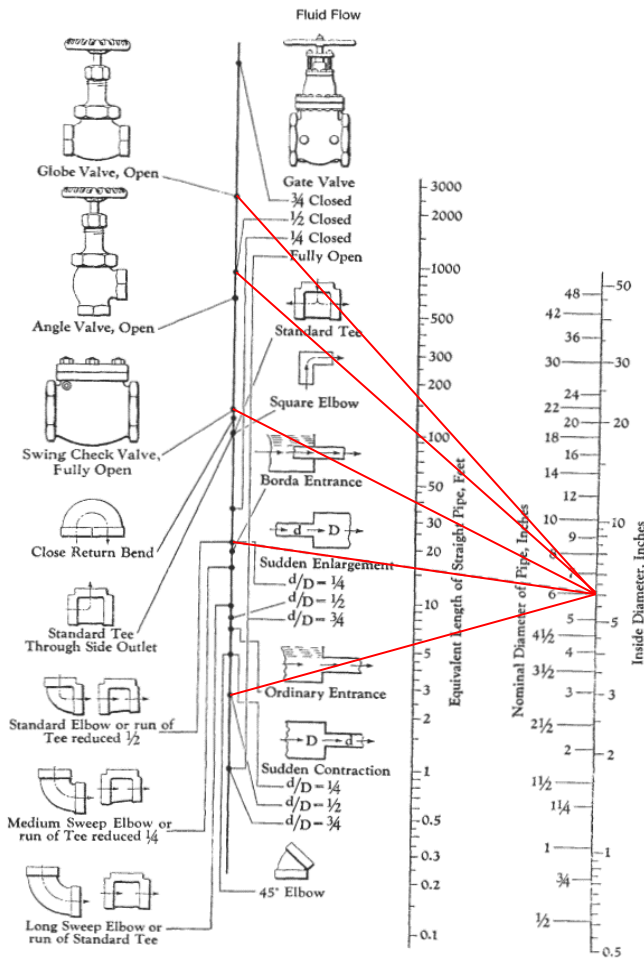


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #408, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

##### a. Head Pompa karena faktor friksi (hf)

Head Pompa karena faktor friksi (hf) dapat dihitung dengan **Persamaan**

**Darcy-Weisbach** yaitu:

$$h_f = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

Dimana :

$h_f$  : *Head* karena faktor friksi

$f$  : Faktor friksi

$L$  : Panjang Pipa (m)

$ID$  : Diameter dalam pipa (m)

$V$  : Kecepatan linier fluida (m/s)

$g$  : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik. J. I *Pump Handbook* 3<sup>rd</sup> Ed., 2001 page 8.34)

$$h_f = 0,0215 \times \frac{178,3 \text{ m} \left[0,7686 \text{ m/s}\right]^2}{0,1541 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_f = 0,750 \text{ m} = 2,4593 \text{ ft}$$

#### b. Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan **Persamaan Bernoulli**, yaitu :

$$H = h_f + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_1$$

(White. F. M *Fluid Mechanics* 5<sup>th</sup> Ed., page 763)

$P_1 = P_2$ , maka:

$$H = 0,750 + \left( \frac{0,7686^2}{2 \cdot 9,807} + 14,63 \right) - \left( \frac{0^2}{2 \cdot 9,807} + 1 \right)$$

$$= 0,750 + 14,661 - 1$$

$$= 14,410 \text{ m} = 47,277 \text{ ft}$$

#### 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{n Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194})$$

Dengan hubungan :

$N_s$  = Kecepatan spesifik (rad)

$N$  = Kecepatan putar (rpm)

$Q$  = Kapasitas Pompa (gall/menit)

$H$  = Head Pompa (ft)

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar dipilih : 750 rpm

Faktor slip : 5 %

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 750 \text{ rpm} \times 0,95 \\ &= 712,5 \text{ rpm} = 74,575 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Stage = 1

Maka,

$$N_s = \frac{712,5 \text{ rpm} \times (211,35 \text{ gall/min})^{0,5}}{(47,277 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$N_s = 574,51069 \text{ rpm}$$

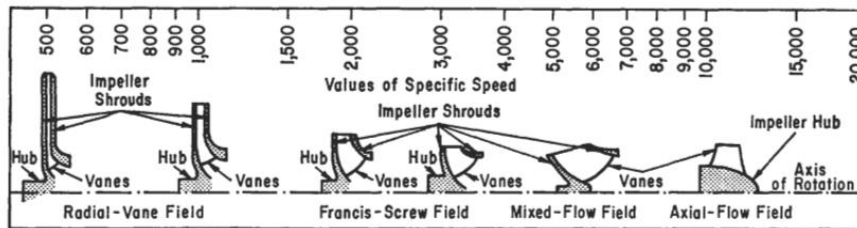


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

Berdasarkan figure 3-47 Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, dengan  $N_s = 574,51 \text{ rpm}$ , maka dipakai jenis impeller *Radial-Vane Field*.

**6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)**

**a. Net positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)**

Penentuan Net Positive Suction Head (NPSH) didapat dari Buku Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants persamaan 5-10a halaman 326 yaitu:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left( \frac{10,2 \text{ m/bar}}{\text{spgr}} \right) - h_{SL}$$

S = Suction Head = 1 m

Spgr = Specific Gravity =  $\frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}} = \frac{808,7925 \text{ kg/m}^3}{1023,0130 \text{ kg/m}^3} = 0,7906$

$h_{SL}$  = Friksi dari suction

**Menentukan head friksi pada suction:**

f = Friction Factor = 0,0215

v = Kecepatan aliran cairan = 0,7686148 m/s

g = 9,8 m/s<sup>2</sup>

ID = 0,1541 m

Panjang pipa lurus (L) = 10 m

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden contraction</i>	5,8	1	5,8	1,8
<i>Gate valve, open</i>	100	1	100	30,5
<i>Globe valve, open</i>	160	1	160	48,8
<i>Standart elbow</i>	16	2	32	9,8
Total (Σ Le)				90,8

$L + \Sigma Le = \text{Panjang pipa total} = 100,8 \text{ m}$

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g}$$

$$h_{SL} = 0,0215 \times \frac{100,8 \text{ m} \left(0,7686 \text{ m/s}\right)^2}{0,1541 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_{SL} = 0,424 \text{ m} = 1,3898 \text{ ft}$$

#### Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	$y_i$	$P_{vi}$ (mmHg)	$P_v = y_i \cdot P_{vi}$ (mmHg)
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,874	60,8039	53,1428
$\text{H}_2\text{O}$	0,126	31,5915	3,9804
Total	1	92,3954	57,1232

$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$

$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,0752 \text{ atm} = 0,0762 \text{ bar}$

$$NPSH_A = 1 + \left(1,0133 - 0,0762\right) \times \frac{10,2}{0,791} - 0,424$$

$$= 12,6664 \text{ m}$$

#### b. *Net positive Suction Head* yang diperlukan ( $NPSH_R$ )

$NPSH$  yang diperlukan ( $NPSH_R$ ) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left(\frac{N}{1200}\right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$N$  : Kecepatan putar (rpm) = 712,5 rpm

$Q$  : Kapasitas pompa ( $\text{m}^3/\text{menit}$ ) = 0,8  $\text{m}^3/\text{menit}$

$$NPSH_R = \left(\frac{712,5}{1200}\right)^{4/5} \times 0,8^{2/3}$$

$$= 0,5679 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

### 7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

Penentuan Brake Horse Power (BPH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* pers 5-24 halaman 336 yaitu sebagai berikut :

$$BPH = \frac{Q \cdot H \cdot Spgr}{3960 e}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Hp)

Q = Kapasitas pompa (gall/menit) = 211,35122 gall/menit

H = Head Pompa (ft) = 47,2772 ft

spgr = Specific gravity = 0,7906

e = Efisiensi

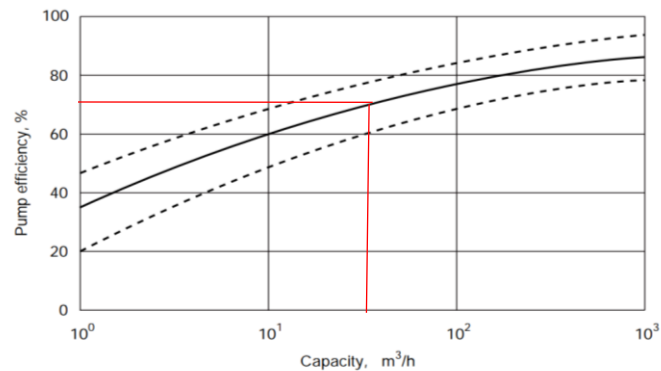


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 70 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{211,3512 \times 47,2772 \times 0,7906}{3960 \times 0,7} \\ &= 2,8498 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### 8. Menentukan Motor Standar

Dari Buku *Plant Design and Economy for Chemical Engineering* ., 1991 by Peter and Timmerhaus, Fig 14.38, page 521 didapat efisiensi motor pada

BHP = 2,85 Hp yaitu:

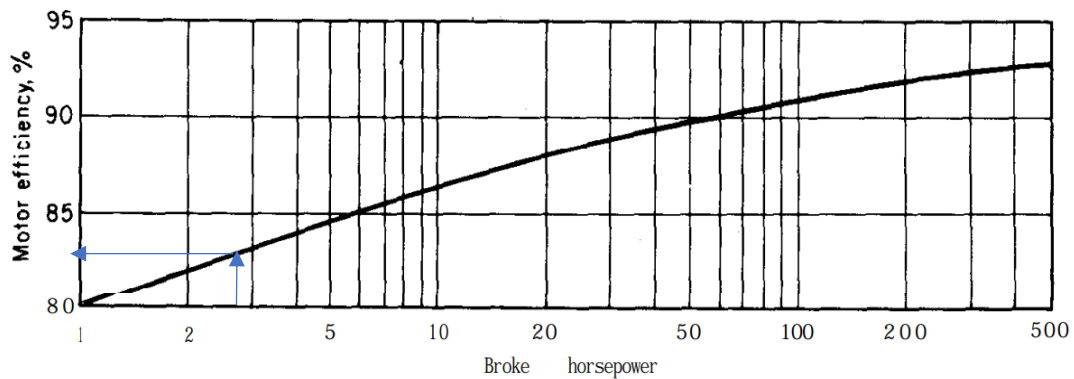


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 82,5 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{2,85}{0,825} \\
 &= 3,4543 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah 5 Hp



**KESIMPULAN POMPA (P-01)**

**Tugas** : Mengalirkan bahan baku Isopropil Alkohol ( $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ ) dari kapal pembelian ke tangki penyimpanan bahan baku Isopropil Alkohol (T-01)

**Jenis** : *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS	=	6	in
Schedule Number	=	40	
OD	=	6,625	in
ID	=	6,065	in

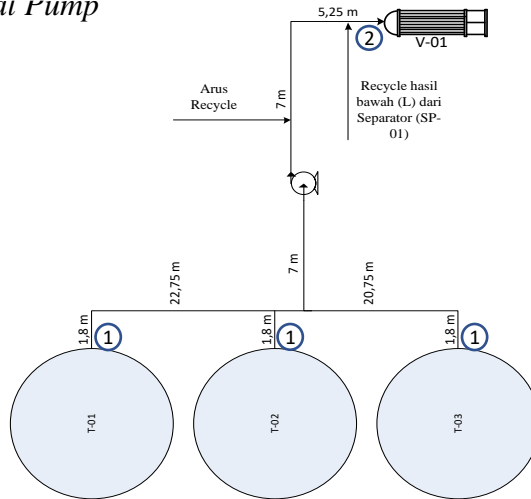
**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir	=	0,8	m <sup>3</sup> /menit
Head pompa	=	14,410	m
Kecepatan Putar	=	712,5	rpm
Kecepatan Spesifik	=	574,51	rpm
NPSH <sub>A</sub>	=	12,666	m
NPSH <sub>R</sub>	=	0,5679	m
Daya Motor	=	5	Hp

**Pompa Fresh Feed (P-02)**

Tugas : Mengalirkan Isopropil Alkohol dari tangki penyimpanan bahan baku ke vaporizer (V-01) sebagai *fresh feed* .

Alat : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

T = 30 °C = 303 K  
 P = 1 atm

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa	BM	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	4330,3026	0,874	60,096	72,0564	0,67526
H <sub>2</sub> O	624,261536	0,126	18,015	34,6523	0,32474
Total	4954,56413	1		106,7087	1,000

**Densitas Fase Cair**

Dihitung dengan persamaan:

$$\rho = A \cdot B^{-1} \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Dengan hubungan :

- ρl : rapat massa fase cair [ g/mL ]
- A, B, n, dan Tc : konstanta konstanta
- T : suhu operasi [ K ]

Komponen	A	B	n	Tc
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
H <sub>2</sub> O	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

### Viskositas Fasa Cair

Persamaan yang digunakan:

$$\mu_i = 10^{\left(\frac{A+B}{T} + CT + DT^2\right)} 10^{-3}$$

Dimana:

$\mu$  = Viskositas (kg/ms)

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

### Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	2,86E+01	-2,47E+03	-7,35E+00	2,80E-10	2,736E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	3,82E+01	-3,55E+03	-1,00E+01	-3,47E-10	1,737E-06
H <sub>2</sub> O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,809E-06

Langkah Perhitungan :

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Menentukan Kapasitas Pompa
4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
5. Menghitung Head Pompa
6. Menghitung Kecepatan Spesifik
7. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
9. Menentukan Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada tangki penyimpanan

- Tinggi *Suction Head* = 1 m  
(dievaluasi pada saat cairan dalam tangki hampir kosong)
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk vaporizer (V-01)

- Tinggi *Discharge Head* = 2,50 m
- Tekanan, P2 = 1,9739 atm

### 3. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	4330,3026	0,874	777,9102	679,8956
H <sub>2</sub> O	624,2615	0,126	1023,0130	128,8968
Total	4954,56413	1	1800,9232	808,7925

$$\text{Densitas } (\rho) = 808,7925 \text{ kg/m}^3 = 50,4907 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir pompa (Q)} &= \frac{\text{Massa fluida}}{\text{Densitas fluida}} \\ &= \frac{4954,5641 \text{ kg/jam}}{808,7925 \text{ kg/m}^3} = 6,1259 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= 216,3333 \text{ ft}^3/\text{jam} = 1618,39 \text{ gall/jam} \end{aligned}$$

4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Ukuran Diameter Pipa Optimum didapat dari persamaan:

$$D_{i, opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, page 496})$$

Diketahui,  $D_{i, opt}$  : Diameter Pipa Optimum (in)  
 $Q$  : Kecepatan Volume Fluida (ft<sup>3</sup>/s)  
 $\rho$  : Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

$$\begin{aligned} D_{i, opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0601^{0,45} \times 50,491^{0,13} \\ &= 1,8321 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	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
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	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	5.08
2 1/2	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
		30	12.25	138		3.65	54.6

Normal Pipe Size, Nps = 2 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 2,38 in = 0,0605 m

Inside Diameter, ID = 2,067 in = 0,0525 m

Flow Area per pipe = 3,35 in<sup>2</sup> = 0,0020 m<sup>2</sup>

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0017 \text{ m}^3/\text{s}}{0,002 \text{ m}^2} = 0,8462 \text{ m/s}$$

**Viskositas Cairan**

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\mu_i$ (kg/m.s)	xi. $\mu_i$ (kg/ms)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	4330,3026	0,874	0,0017	0,0015
H <sub>2</sub> O	624,261536	0,126	0,0008	0,0001
Total	4954,56413	1	0,0025	0,0016

$$\mu_l = 0,0016 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,0011 \text{ lb/ft.s}$$

**Reynold Number :**

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \times v \times ID}{\mu l} \\ &= \frac{808,79 \times 0,8462 \times 0,0525}{0,0016} \\ &= 22630,8188 \text{ (Turbulence)} \end{aligned}$$

**Bahan Konstruksi :***Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts*(White, F.M. *Fluid Mechanics*, 2011, page 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
	Glass	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Dipilih : *Commercial Steel*

$$\text{Kekasaran Pipa, } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,000046 \text{ m}$$

Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/ID = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,052502 \text{ m}} = 0,000871$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram *Moody* (White, F.M. *Fluid Mechanics*, page 370)

Dimana,  $\epsilon/ID = 0,000871$

$Re = 22630,8188$

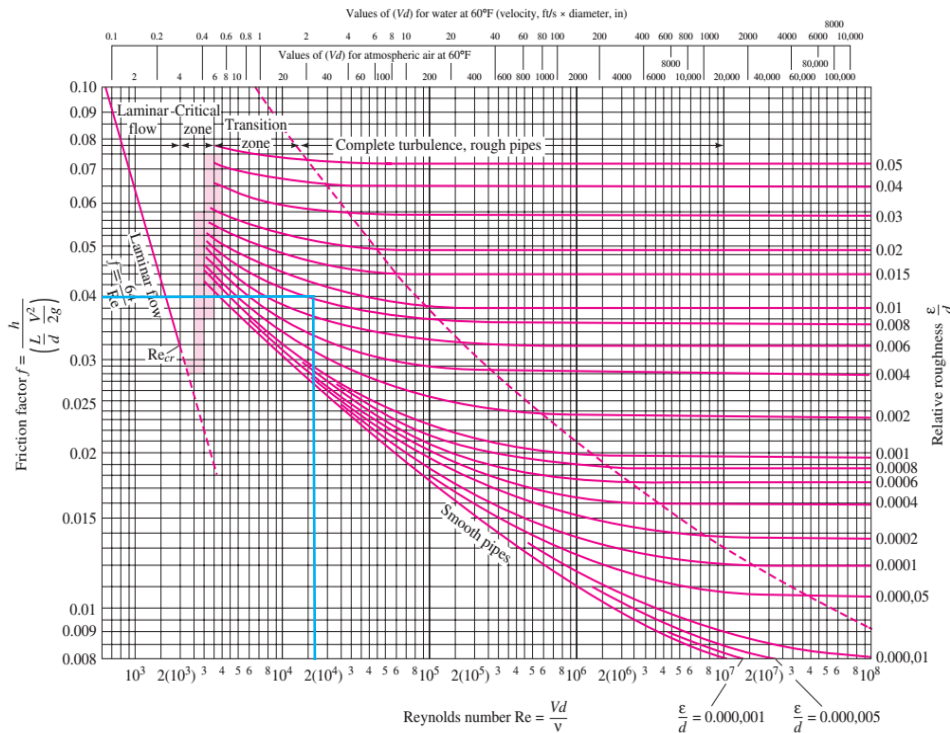


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,04$

**Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)**

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Ludwig E. E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Vol 1 3rd Ed.,1999 Fig 2.21 page 87 yaitu sebagai berikut :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	6,5	1	6,5	2,0
<i>Sudden contraction</i>	1,9	3	5,7	1,7
<i>Swing check valve</i>	16	1	16	4,9
<i>Globe valve, open</i>	69	1	69	21,0
<i>Standart elbow</i>	6,5	5	32,5	9,9
<i>Standart tee</i>	14	4	56	17,1
<b>Total (<math>\Sigma Le</math>)</b>				<b>56,6</b>

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus (L) dirancang sepanjang} &= 68,15 \text{ m} \\ \Sigma L_e + L &= 124,8 \text{ m} \\ &= 409,29 \text{ ft} \end{aligned}$$

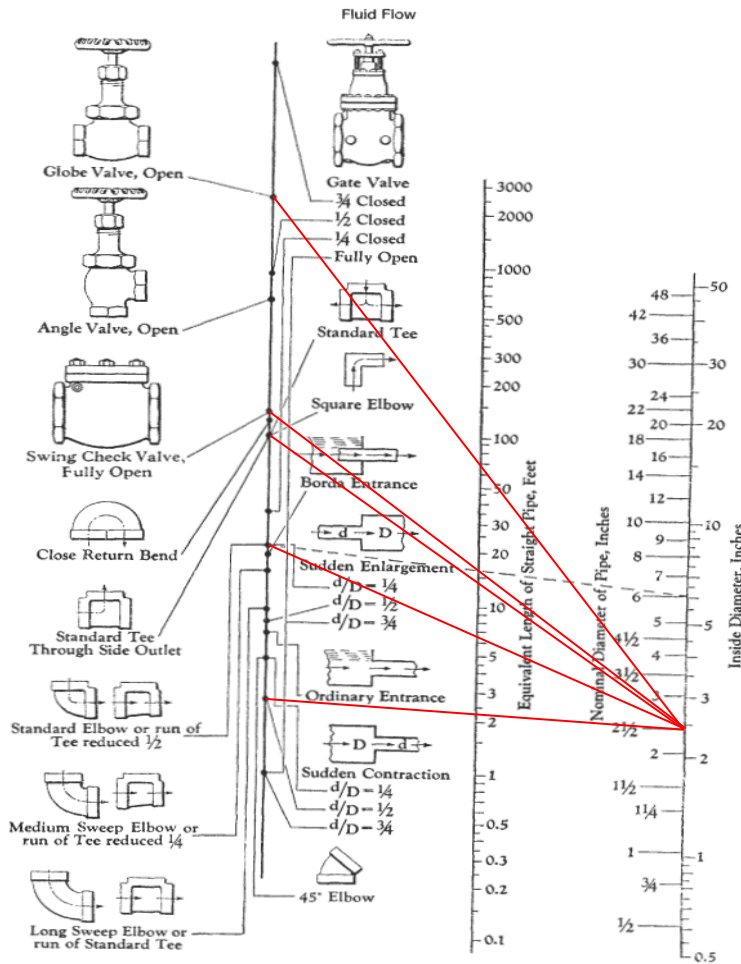


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

##### a. Head Pompa karena faktor friksi (hf)

Head Pompa karena faktor friksi (hf) dapat dihitung dengan **Persamaan Darcy-Weisbach** yaitu:

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

Dimana :

hf : *Head* karena faktor friksi



$f$  : Faktor friksi

$L$  : Panjang Pipa (m)

$ID$  : Diameter dalam pipa (m)

$V$  : Kecepatan linier fluida (m/s)

$g$  : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik. J. I *Pump Handbook* 3<sup>rd</sup> Ed., 2001 page 8.34)

$$hf = 0,04 \times \frac{124,8 \text{ m} \left[ 0,8462 \text{ m/s} \right]^2}{0,0525 \text{ m}^2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$hf = 3,470 \text{ m} = 11,385 \text{ ft}$$

### b. Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan **Persamaan Bernoulli**, yaitu :

$$H = hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_1$$

(White. F. M *Fluid Mechanics* 5<sup>th</sup> Ed., page 763)

Maka:

$$\begin{aligned} H &= 3,470 + \left[ \frac{1,9739}{808,79 \cdot 9,807} + \frac{0,8462^2}{2 \cdot 9,807} + 2,50 \right] \\ &\quad - \left[ \frac{1}{808,79 \cdot 9,807} + \frac{0^2}{2 \cdot 9,807} + 1 \right] \\ &= 3,470 + 2,5368 - 1,0001 \\ &= 5,0067 \text{ m} = 16,426 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dengan persamaan:

$$Ns = \frac{n Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194})$$

Dengan hubungan :

$Ns$  = Kecepatan spesifik (rad)

$N$  = Kecepatan putar (rpm)

$Q$  = Kapasitas Pompa (gall/menit)

$H$  = Head Pompa (ft)

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar dipilih : 1500 rpm

Faktor slip : 5 %

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 1500 \text{ rpm} \times 0,95 \\ &= 1425 \text{ rpm} = 149,15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Stage = 1

Maka,

$$N_s = \frac{1425 \text{ rpm} \times \left[ \frac{27,0 \text{ gall/min}}{16,426 \text{ ft}} \right]^{0,5}}{\left[ \frac{27,0 \text{ gall/min}}{16,426 \text{ ft}} \right]^{0,75}}$$

$$N_s = 907,03879 \text{ rpm}$$

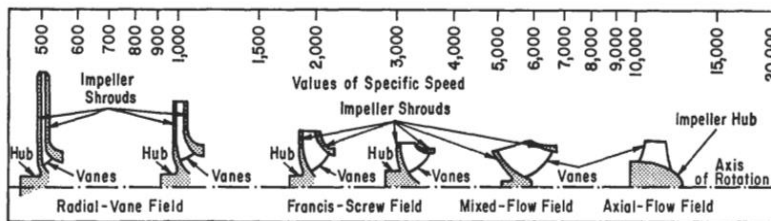


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

Berdasarkan figure 3-47 Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, dengan  $N_s = 907,04 \text{ rpm}$ , maka dipakai jenis impeller *Radial-Vane Field*.

## 6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

### a. Net positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)

Penentuan Net Positive Suction Head (NPSH) didapat dari Buku Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants persamaan 5-10a halaman 326 yaitu:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left( \frac{10,2 \text{ m/bar}}{\text{spgr}} \right) - h_{SL}$$

$$S = \text{Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Spgr} = \text{Specific Gravity} = \frac{\rho_{\text{fluida}}}{\rho_{\text{air}}} = \frac{808,7925 \text{ kg/m}^3}{1023,0130 \text{ kg/m}^3} = 0,7906$$

$$h_{SL} = \text{Friksi dari suction}$$

**Menentukan head friksi pada suction:**

$$f = \text{Friction Factor} = 0,04$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 0,8462 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,0525 \text{ m}$$

Panjang pipa lurus (L) = 55,9 m

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden contraction</i>	1,9	3	5,7	1,7
<i>Globe valve, open</i>	69	1	69	21,0
<i>Standart elbow</i>	6,5	2	13	4,0
<i>Standart tee</i>	14	2	28	8,5
Total (Σ Le)				35,3

$L + \Sigma Le =$  Panjang pipa total = 91,2 m

$$h_f = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g}$$

$$h_{SL} = 0,04 \times \frac{91,2 \text{ m} \left( 0,8462 \text{ m/s} \right)^2}{0,0525 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_{SL} = 2,536 \text{ m} = 8,3198 \text{ ft}$$

#### Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	yi	Pvi (mmHg)	Pv=yi. Pvi (mmHg)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,6753	281,8377	190,3145
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,3247	60,8039	19,7453
Total	1	342,6416	210,0598

$P_a =$  Tekanan Operasi = 1 atm = 1,0133 bar

$P_{vp} =$  Tekanan Uap Murni = 0,2764 atm = 0,2801 bar

$$NPSH_A = 1 + \left( 1,0133 - 0,2801 \right) \times \frac{10,2}{0,791} - 2,536$$

$$= 7,9235 \text{ m}$$

#### b. Net positive Suction Head yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)

NPSH yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

N : Kecepatan putar (rpm) = 1425 rpm

Q : Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/menit) = 0,1021 m<sup>3</sup>/menit

$$NPSH_R = \left( \frac{1425}{1200} \right)^{4/5} \times 0,1021^{2/3}$$

$$= 0,2506 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

### 7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

Penentuan *Brake Horse Power* (BPH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* pers 5-24 halaman 336 yaitu sebagai berikut :

$$BPH = \frac{Q \cdot H \cdot Spgr}{3960 e}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Hp)

Q = Kapasitas pompa (gall/menit) = 26,9731625 gall/menit

H = Head Pompa (ft) = 16,4263 ft

spgr = *Specific gravity* = 0,7906

e = Efisiensi

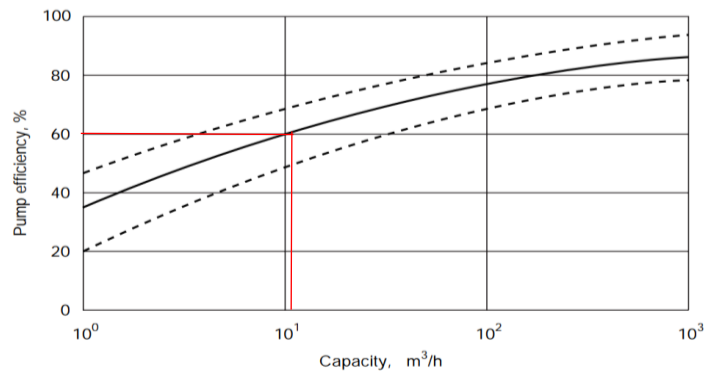


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 60 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{26,9732 \times 16,4263 \times 0,7906}{3960 \times 0,6} \\ &= 0,1474 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### 8. Menentukan Motor Standar

Dari Buku *Plant Design and Economy for Chemical Engineering* ., 1991 by Peter and Timmerhaus, Fig 14.38, page 521 didapat efisiensi motor pada

BHP = 0,15 Hp yaitu:

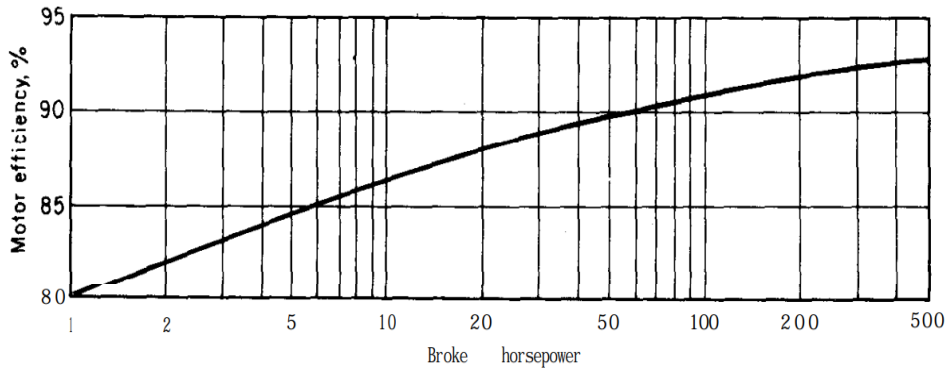


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 80 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0,15}{0,8} \\
 &= 0,1843 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah 1/2 Hp

**KESIMPULAN POMPA (P-02)**

**Tugas :** Mengalirkan Isopropil Alkohol dari tangki penyimpanan T-01, T-02, dan T-03 ke vaporizer (V-01) sebagai *fresh feed*.

**Jenis :** *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS	=	2	in
Schedule Number	=	40	
OD	=	2,38	in
ID	=	2,067	in

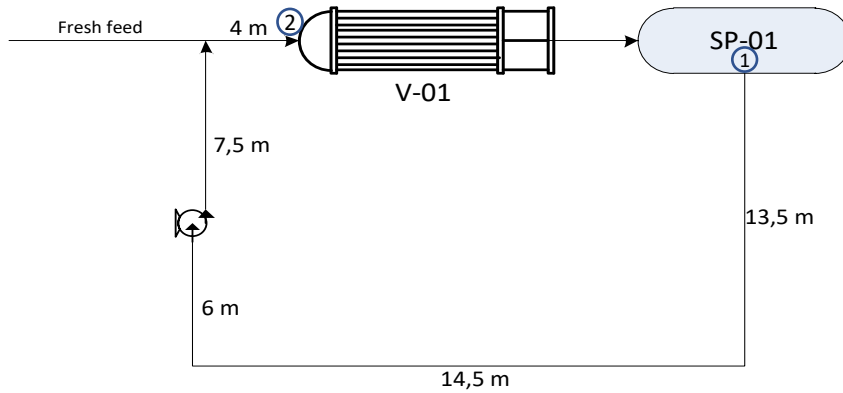
**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir	=	0,1021	m <sup>3</sup> /menit
Head pompa	=	5,007	m
Kecepatan Putar	=	1425	rpm
Kecepatan Spesifik	=	907,04	rpm
NPSH <sub>A</sub>	=	7,924	m
NPSH <sub>R</sub>	=	0,2506	m
Daya Motor	=	0,5	Hp

**Pompa Recycle Separator (P-03)**

Tugas : Mengalirkan hasil bawah separator (L) kembali ke vaporizer sebagai *recycle*

Alat : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

$$T = 108,46 \text{ } ^\circ\text{C} = 381,61 \text{ K}$$

$$P = 1,9739 \text{ atm}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa	BM	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,4107	0,00038	58,08	0,0071	0,00026
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	844,4754	0,7858	60,096	14,0521	0,52401
H <sub>2</sub> O	229,8228	0,2138	18,015	12,7573	0,47573
Total	1074,7089	1,000		26,8165	1,000

**Densitas Fase Cair**

Dihitung dengan persamaan:

$$\rho = A \cdot B \cdot \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Dengan hubungan :

$\rho$  : rapat massa fase cair [ g/mL ]

A, B, n, dan T<sub>c</sub> : konstanta konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
H <sub>2</sub> O	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Viskositas Fasa Cair**

Persamaan yang digunakan:

$$\mu_i = 10^{\left(A + \frac{B}{T} + CT + DT^2\right)} 10^{-3}$$

Dimana:

$\mu$  = Viskositas (kg/ms)

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-7,213E+00	9,031E+02	1,839E-02	-2,035E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	2,86E+01	-2,47E+03	-7,35E+00	2,80E-10	2,736E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	3,82E+01	-3,55E+03	-1,00E+01	-3,47E-10	1,737E-06
H <sub>2</sub> O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,809E-06

Langkah Perhitungan :

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Menentukan Kapasitas Pompa
4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
5. Menghitung Head Pompa
6. Menghitung Kecepatan Spesifik
7. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
9. Menentukan Motor Standar



### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada tangki penyimpanan

- Tinggi *Suction Head* = 2 m
- Tekanan, P1 = 1,9739 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk vaporizer (V-01)

- Tinggi *Discharge Head* = 2,50 m
- Tekanan, P2 = 1,9739 atm

### 3. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,4107	0,0004	678,6555	0,2593
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	844,4754	0,7858	691,3077	543,2098
H <sub>2</sub> O	229,8228	0,2138	947,0146	202,5158
Total	1074,7089	1,000	2316,9778	745,9849

$$\text{Densitas } (\rho) = 745,9849 \text{ kg/m}^3 = 46,5698 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir pompa (Q)} &= \frac{\text{Massa fluida}}{\text{Densitas fluida}} \\ &= \frac{1074,7089 \text{ kg/jam}}{745,9849 \text{ kg/m}^3} = 1,4407 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= 50,8763 \text{ ft}^3/\text{jam} = 380,61 \text{ gall/jam} \end{aligned}$$

**4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

Ukuran Diameter Pipa Optimum didapat dari persamaan:

$$D_{i, opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, page 496})$$

Diketahui,  $D_{i, opt}$  : Diameter Pipa Optimum (in)  
 $Q$  : Kecepatan Volume Fluida (ft<sup>3</sup>/s)  
 $\rho$  : Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

$$\begin{aligned} D_{i, opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0141^{0,45} \times 46,570^{0,13} \\ &= 0,9452 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	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
2 1/2	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	7.35	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
		30	13.25	138	3.665	3.47	54.6

Normal Pipe Size, Nps = 1 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 1,32 in = 0,0335 m

Inside Diameter, ID = 1,049 in = 0,0266 m

Flow Area per pipe = 0,864 in<sup>2</sup> = 0,0005 m<sup>2</sup>

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,00040 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00052 \text{ m}^2} = 0,7716 \text{ m/s}$$

**Viskositas Cairan**

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\mu_i$ (kg/m.s)	xi. $\mu_i$ (kg/ms)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0003	0,0003	0,0002	0,0000
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,5240	0,524	0,0003	0,0001
H <sub>2</sub> O	0,4757	0,4757	0,0003	0,0001
Total	1,0000	1	0,0007	0,0003

$$\begin{aligned}\mu_l &= 0,0003 \text{ kg/m.s} \\ &= 0,0002 \text{ lb/ft.s}\end{aligned}$$

**Reynold Number :**

$$\begin{aligned}Re &= \frac{\rho l \times v \times ID}{\mu_l} \\ &= \frac{745,98 \times 0,7716 \times 0,0266}{0,0003} \\ &= 58512,8026 \text{ (Turbulence)}\end{aligned}$$

**Bahan Konstruksi :**

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

(White, F.M. *Fluid Mechanics*, 2011, page 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Dipilih : *Commercial Steel*

$$\text{Kekasaran Pipa, } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,000046 \text{ m}$$

Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/ID = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,026645 \text{ m}} = 0,001716$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram *Moody* (White, F.M. *Fluid Mechanics*, page 370)

Dimana,  $\epsilon/ID = 0,001716$

$Re = 58512,8026$

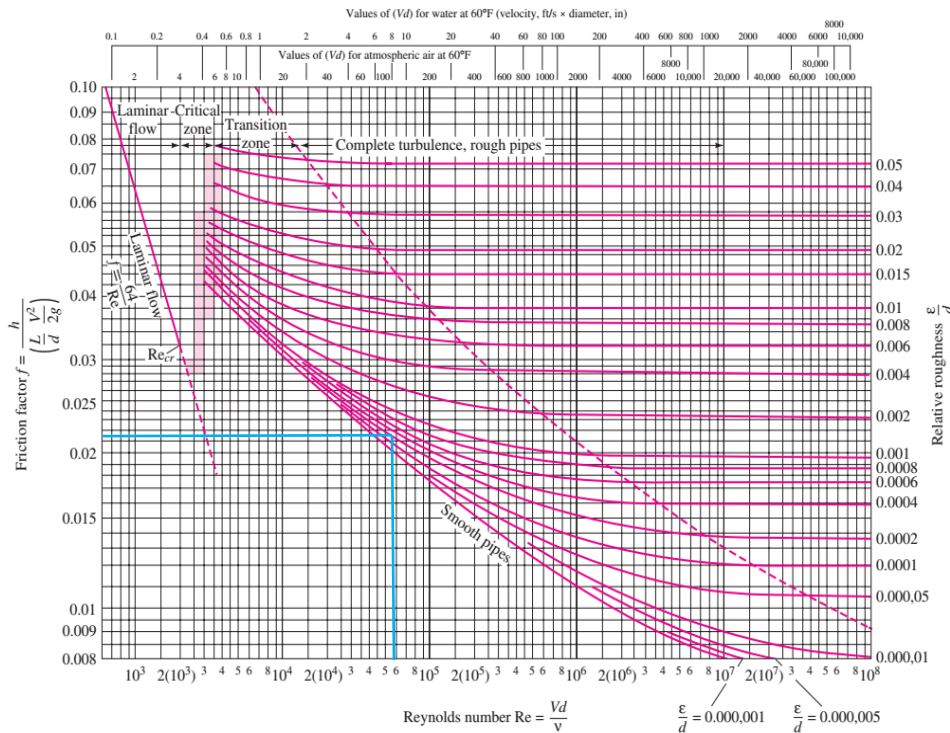


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,0215$

**Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)**

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Ludwig E. E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Vol 1 3rd Ed.,1999 Fig 2.21 page 87 yaitu sebagai berikut :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	2,6	1	2,6	0,8
<i>Sudden contraction</i>	1	1	1	0,3
<i>Swing check valve</i>	7	1	7	2,1
<i>Globe valve, open</i>	26	1	26	7,9
<i>Standart elbow</i>	2,6	4	10,4	3,2
<i>Standart tee</i>	5,5	1	5,5	1,7
Total ( $\Sigma Le$ )				16,0

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus (L) dirancang sepanjang} &= 45,5 \text{ m} \\ \Sigma L_e + L &= 61,5 \text{ m} \\ &= 201,78 \text{ ft} \end{aligned}$$

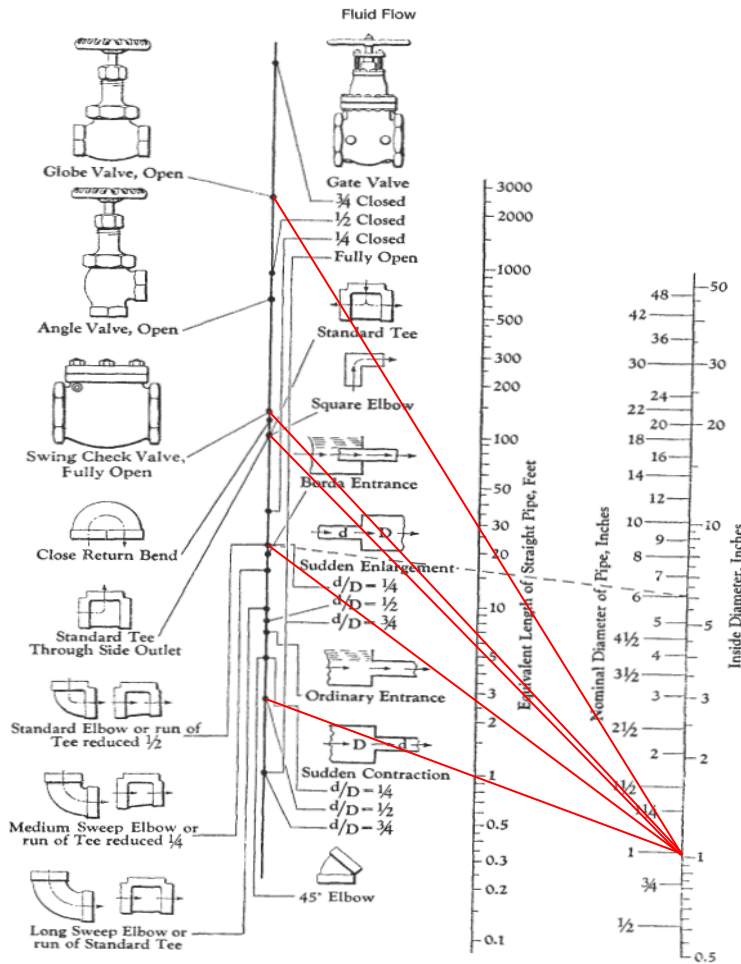


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

##### a. Head Pompa karena faktor friksi (hf)

Head Pompa karena faktor friksi (hf) dapat dihitung dengan **Persamaan Darcy-Weisbach** yaitu:

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

Dimana :

hf : Head karena faktor friksi

$f$  : Faktor friksi

$L$  : Panjang Pipa (m)

$ID$  : Diameter dalam pipa (m)

$V$  : Kecepatan linier fluida (m/s)

$g$  : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik. J. I *Pump Handbook* 3<sup>rd</sup> Ed., 2001 page 8.34)

$$h_f = 0,0215 \times \frac{61,5 \text{ m} \left[ \frac{0,7716 \text{ m/s}}{2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2} \right]^2}{0,0266 \text{ m}}$$

$$h_f = 1,507 \text{ m} = 4,9427 \text{ ft}$$

### b. Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan **Persamaan Bernoulli**, yaitu :

$$H = h_f + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_1$$

(White. F. M *Fluid Mechanics* 5<sup>th</sup> Ed., page 763)

$P_1 = P_2$ , maka:

$$\begin{aligned} H &= 1,507 + \left( \frac{0,7716^2}{2 \cdot 9,807} + 2,50 \right) - \left( \frac{0^2}{2 \cdot 9,807} + 2 \right) \\ &= 1,507 + 2,5304 - 2 \\ &= 2,0369 \text{ m} = 6,6827 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dengan persamaan:

$$Ns = \frac{n Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants}, \text{ page 194})$$

Dengan hubungan :

$N_s$  = Kecepatan spesifik (rad)

$N$  = Kecepatan putar (rpm)

$Q$  = Kapasitas Pompa (gall/menit)

$H$  = Head Pompa (ft)

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar dipilih : 1500 rpm

Faktor slip : 5 %

Stage = 1

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 1500 \text{ rpm} \times 0,95 \\ &= 1425 \text{ rpm} = 149,15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Maka,

$$N_s = \frac{1425 \text{ rpm} \times \left( \frac{6,3 \text{ gall/min}}{6,683 \text{ ft}} \right)^{0,5}}{\left( 6,683 \text{ ft} \right)^{0,75}}$$

$$N_s = 863,502167 \text{ rpm}$$

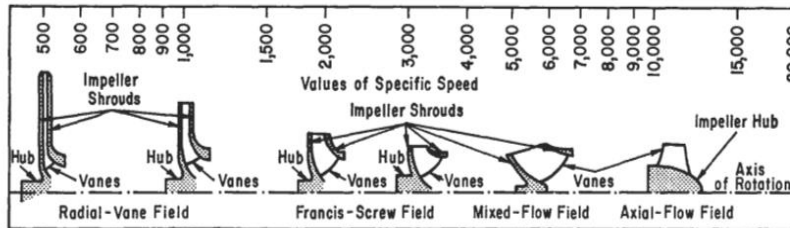


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan figure 3-47 *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, dengan  $N_s = 863,5 \text{ rpm}$ , maka dipakai jenis impeller *Radial-Vane Field*.

## 6. Menghitung *Net positive Suction Head* (NPSH)

### a. *Net positive Suction Head* yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* persamaan 5-10a halaman 326 yaitu:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left( \frac{10,2 \text{ m/bar}}{\text{spgr}} \right) - h_{SL}$$

$$S = \text{Suction Head} = 2 \text{ m}$$

$$\text{Spgr} = \text{Spesific Gravity} = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}} = \frac{745,9849 \text{ kg/m}^3}{947,0146 \text{ kg/m}^3} = 0,7877$$

$$h_{SL} = \text{Friksi dari suction}$$

**Menentukan head friksi pada suction:**

$$f = \text{Friction Factor} = 0,0215$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 0,7716 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,0266 \text{ m}$$

Panjang pipa lurus (L) = 34 m

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden contraction</i>	1	1	1	0,3
<i>Globe valve, open</i>	26	1	26	7,9
<i>Standart elbow</i>	2,6	2	5,2	1,6
Total ( $\Sigma Le$ )				9,8

$L + \Sigma Le =$  Panjang pipa total = 43,8 m

$$h_f = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$h_{SL} = 0,0215 \times \frac{43,8 \text{ m} \left[ 0,7716 \text{ m/s} \right]^2}{0,0266 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_{SL} = 1,073 \text{ m} = 3,5212 \text{ ft}$$

#### Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	$y_i$	$P_{vi}$ (mmHg)	$P_v = y_i \cdot P_{vi}$ (mmHg)
$(CH_3)_2CO$	0,0003	3462,7193	0,9130
$(CH_3)_2CHOH$	0,5240	1935,9756	1014,4709
$H_2O$	0,4757	1019,3278	484,9209
Total	1	6418,0227	1500,3048

$P_a =$  Tekanan Operasi = 1,9739 atm = 2,0001 bar

$P_{vp} =$  Tekanan Uap Murni = 1,9741 atm = 2,0002 bar

$$NPSH_A = 2 + \left( 2,0001 - 2,0002 \right) \times \frac{10,2}{0,788} - 1,073$$

$$= 0,9243 \text{ m}$$

#### b. Net positive Suction Head yang diperlukan ( $NPSH_R$ )

$NPSH$  yang diperlukan ( $NPSH_R$ ) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$N$  : Kecepatan putar (rpm) = 1425 rpm

$Q$  : Kapasitas pompa ( $m^3$ /menit) = 0,024  $m^3$ /menit

$$NPSH_R = \left( \frac{1425}{1200} \right)^{4/5} \times 0,024^{2/3}$$



$$= 0,0955 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

### 7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

Penentuan *Brake Horse Power* (BPH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* pers 5-24 halaman 336 yaitu sebagai berikut :

$$BPH = \frac{Q \cdot H \cdot Spgr}{3960 e}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Hp)

Q = Kapasitas pompa (gall/menit) = 6,34343225 gall/menit

H = Head Pompa (ft) = 6,6827 ft

spgr = *Specific gravity* = 0,7877

e = Efisiensi

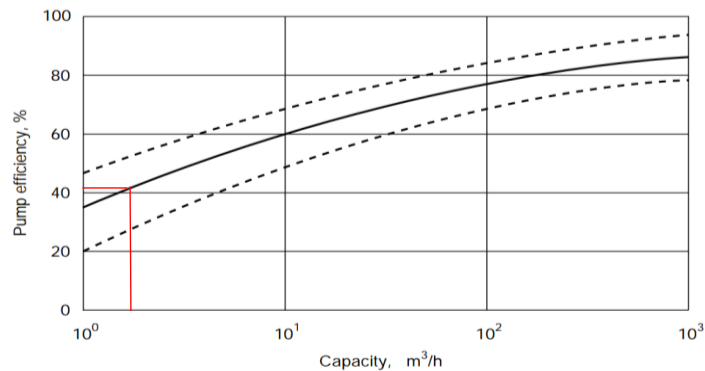


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 41 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{6,3434 \times 6,6827 \times 0,7877}{3960 \times 0,41} \\ &= 0,0206 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### 8. Menentukan Motor Standar

Dari Buku *Plant Design and Economy for Chemical Engineering* ., 1991 by Peter and Timmerhaus, Fig 14.38, page 521 didapat efisiensi motor pada

BHP = 0,02 Hp yaitu:

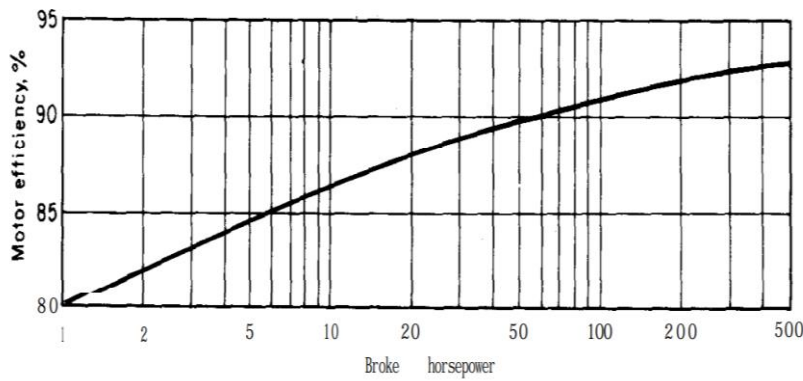


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 80 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{0,02}{0,8} \\
 &= 0,0257 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> 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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah 1/2 Hp

**KESIMPULAN POMPA (P-03)**

**Tugas** : Mengalirkan hasil bawah separator (L) kembali ke vaporizer sebagai *recycle*

**Jenis** : *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS	=	1	in
Schedule Number	=	40	
OD	=	1,32	in
ID	=	1,049	in

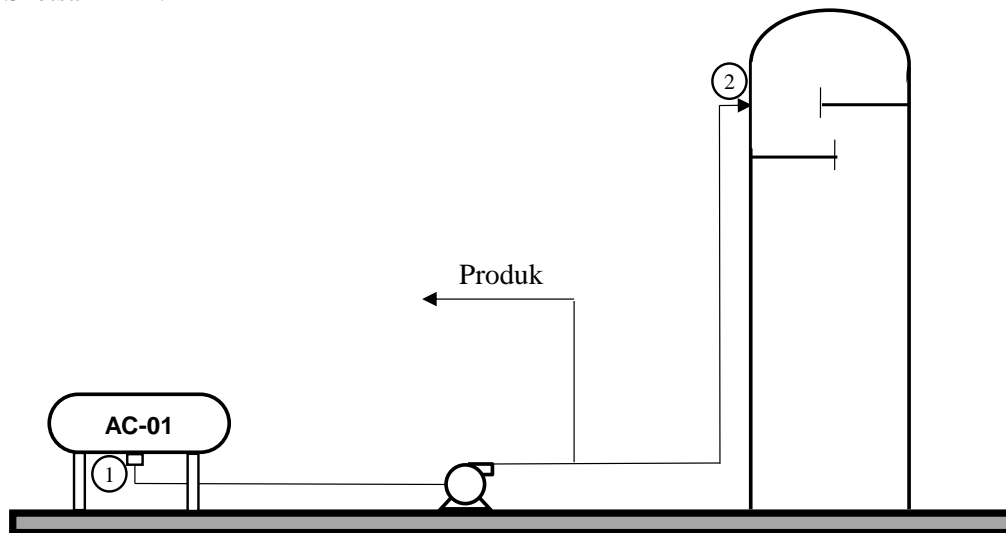
**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir	=	0,024	m <sup>3</sup> /menit
Head pompa	=	2,037	m
Kecepatan Putar	=	1425	rpm
Kecepatan Spesifik	=	863,5	rpm
NPSH <sub>A</sub>	=	0,924	m
NPSH <sub>R</sub>	=	0,0955	m
Daya Motor	=	0,5	Hp

---

**POMPA (P-04)**

Tugas : Memompa komponen  $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ , dan  $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$  sebanyak 4749,2216 kg/jam dari AC-01 ke MD-01 dan Tangki Produk  
 Jenis Alat : Pompa Sentrifugal  
 Sketsa :



Data Umpan Masuk

$$T = 58,52 \text{ } ^\circ\text{C} = 331,67 \text{ K}$$

Komponen	BM	kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	58,080	4709,91996	0,9917	81,0937	0,9920
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	60,096	39,30165	0,0083	0,65398	0,0080
Total		4749,22161	1,0000	81,7476	1,0000

### Densitas Cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

$T_c$  = critical temperature, K

Komponen	A	B	C	$T_c$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
$\text{H}_2\text{O}$	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

---

**Viskositas fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{\text{liq}} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{\text{liq}}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-7,213E+00	9,031E+02	1,839E-02	-2,035E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	28,5884	-2469	-7,351	2,8E-10	2,7E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	38,2363	-3551,3	-10,031	-3E-10	1,7E-06
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4E-09	1,8E-06

**Langkah perhitungan**

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Kapasitas pompa
4. Ukuran pipa
5. Head pompa
6. Kecepatan spesifik
7. *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. *Brake Horse Power (BHP)*
9. Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai  $10^5$  gallon/menit ( $0,454 \text{ m}^3/\text{jam}$  sampai  $22.712,471 \text{ m}^3/\text{jam}$ ) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pompa

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada Akumulator (AC-01)

- Tekanan (P1) = 1,07615 atm = 1,09041 bar
- Elevasi (z1) = 1 m (ketinggian permukaan cairan dalam AC-01, dievaluasi pada saat AC-01 hampir kosong)
- Kecepatan linier (v1) = 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan pada AC-01)

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Menara Distilasi (MD-01)

- Tekanan (P2) = 1,07615 atm = 1,09041 bar
- Elevasi (z2) = 11,3 m (Tinggi MD-01)

### 3. Kapasitas Pompa

Q = kecepatan volume fluida yang dipompa

Pada suhu T = 331,67 K

Komponen	kg/jam	Fraksi Massa	rho l (kg/m <sup>3</sup> )	rho l x Fraksi Massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	4709,91996	0,9917	745,22813	739,06108
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	39,30165	0,0083	748,69688	6,19576
Total	4749,22161	1,0000		745,25683

$$\text{Kapasitas Pompa (Q)} = \frac{\text{Laju alir keluar AC-01}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$Q = \frac{4749,2216 \text{ kg/jam}}{745,25683 \text{ kg/m}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}$$

$$= 0,00177 \text{ m}^3/\text{s}$$

#### 4. Ukuran Pipa

##### a. Ukuran Pipa Optimum

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Walas. S. M., 1990 pers 6.32 page 100})$$

Dengan hubungan :

$D_{opt}$  : Diameter pipa optimum [in]

$Q$  : kecepatan volume fluida [ $\text{ft}^3/\text{s}$ ]

$\rho$  : Rapat massa fluida [ $\text{lb}/\text{ft}^3$ ]

Maka

$$\text{Kapasitas Pompa} = 0,00177 \text{ m}^3/\text{s} = 0,06251 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Rapat Massa} = 745,257 \text{ kg/m}^3 = 46,5249 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \times (0,06251 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (46,5249 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,8452 \text{ in} \end{aligned}$$

##### b. Pipa Standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
½	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1¼	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1½	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¾	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2½	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.05
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.626	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
		30	13.25	138		3.665	54.6

$$\text{Normal Pipe Size (Nps)} = 2 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number (Sch)} = 40$$

$$\text{Diameter luar (Od)} = 2,38 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (Id)} = 2,067 \text{ in}$$

$$\text{Flow Area per Pipe (A)} = 3,35 \text{ in}^2$$

## 5. Head Pompa

### a. Pemilihan Bahan Konstruksi

Dipilih jenis : *Steel Commercial New*

Kekerasan Pipa,  $e = 0,00015$  ft (White, F.M. Fluid Mechanics halaman 349)  
 $= 0,0018$  in

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	$\pm 60$
	Stainless, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
	Commercial, new	0.00015	0.046	$\pm 30$
	Riveted	0.01	3.0	$\pm 70$
	Rusted	0.007	2.0	$\pm 50$
Iron	Cast, new	0.00085	0.26	$\pm 50$
	Wrought, new	0.00015	0.046	$\pm 20$
	Galvanized, new	0.0005	0.15	$\pm 40$
	Asphalted cast	0.0004	0.12	$\pm 50$
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	$\pm 60$
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	$\pm 60$
	Rough	0.007	2.0	$\pm 50$
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	$\pm 60$
Wood	Stave	0.0016	0.5	$\pm 40$

### b. Kekerasan Relatif

$$e_r = \frac{e}{ID}$$

$$= \frac{0,0018 \text{ in}}{2,07 \text{ in}}$$

$$= 0,00087$$

### c. Kecepatan Linier

$$V_{\text{linier}} = \frac{Q}{A_p}$$

$$= \frac{0,00177 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00216 \text{ m}^2}$$

$$= 0,81903 \text{ m/s}$$

### d. Viskositas Fluida

$$T = 331,67 \text{ K}$$

Komponen	Fraksi Massa	$\mu$ (kg/m.s)	Fraksi massa x $\mu$
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,9917	2,339E-04	2,319E-04
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0083	7,839E-04	6,487E-06
Total	1,0000	0,0010	2,384E-04

$$\text{Viskositas Fluida} = 2,384E-04 \text{ kg/m.s}$$



e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot V_{Linier}}{\mu}$$

$$Re = \frac{745,257 \text{ kg/m}^3 \times 0,0525 \text{ m} \times 0,81903 \text{ m/s}}{2,384E-04 \text{ kg/m.s}}$$

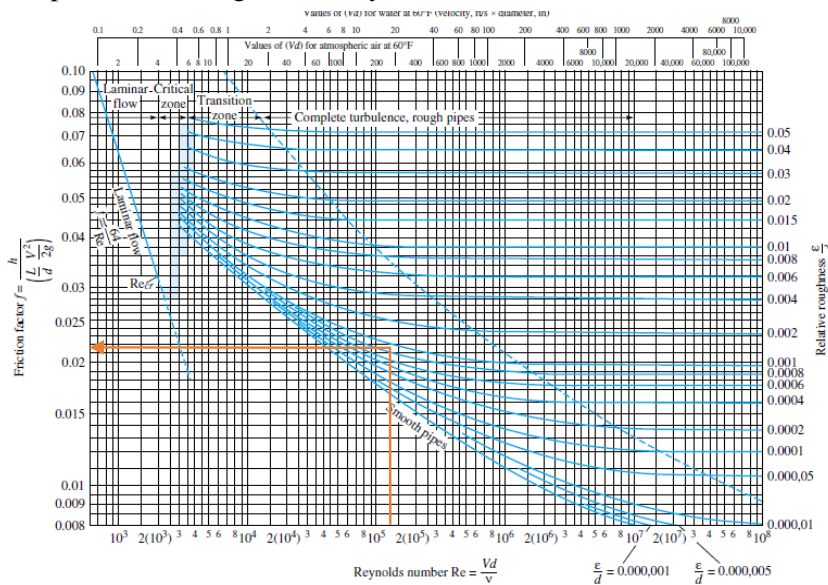
$$= 134421,24 \text{ (Turbulence)}$$

f. Faktor Friksi

$$Re = 134421,238$$

$$e_r = 0,0008708$$

Diperoleh dari diagram Moody (White,F.M., Fluid Mechanics ,ed IV, halaman 349)



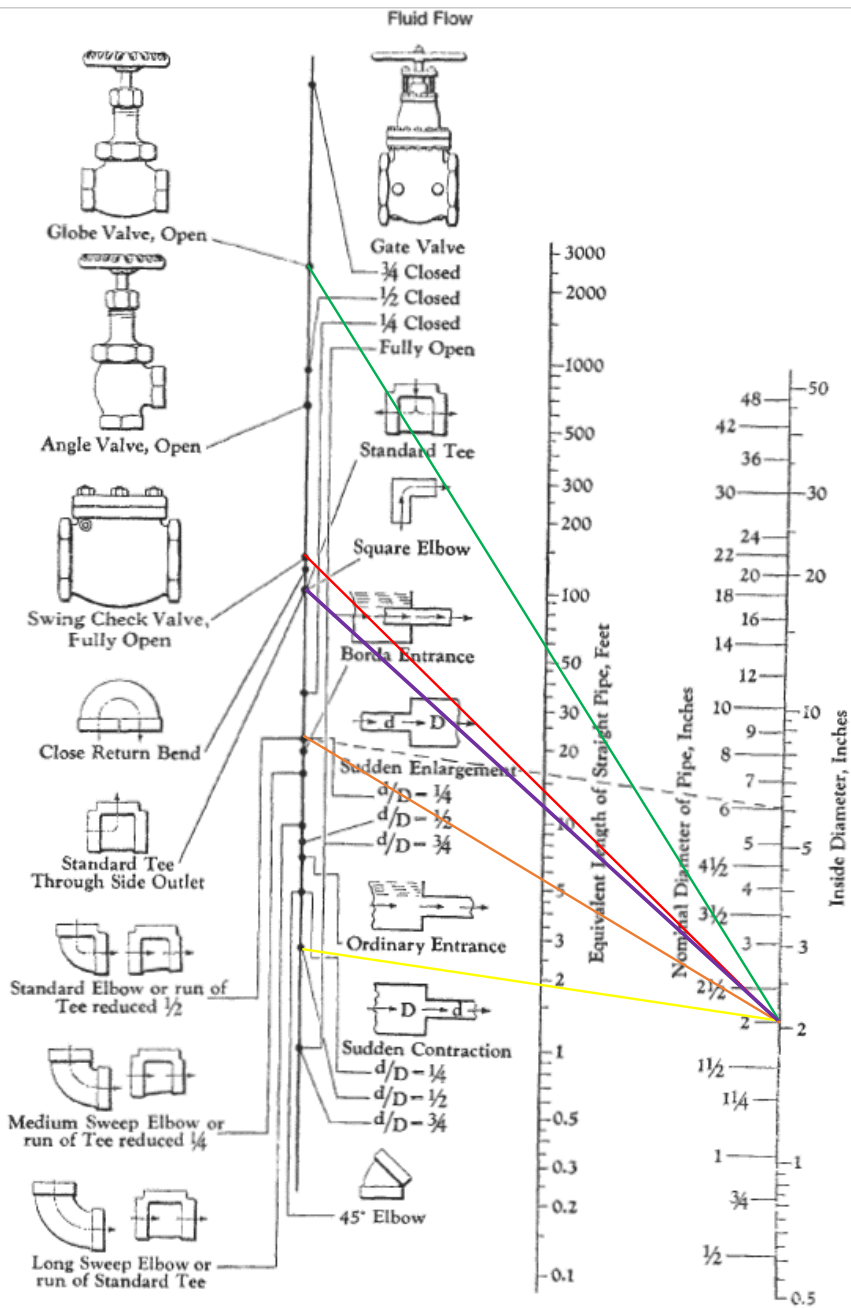
Didapat,  $f = 0,0215$

g. Rencana Pemipaan

Panjang Pipa Lurus (L) dibuat sepanjang 37,26 m

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Buku Design for Chemical and Petrochemical Plant by Ludwig.E.E Vol 1 3rd Ed.,1999 Fig 2.20 page 87

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	Sigma Le (m)
Standard Elbow	5,9	2	11,8	3,59664
Globe Valve	60	1	60	18,288
Check valve	14	1	14	4,2672
Sudden Enlargement	5,9	2	11,8	3,59664
Sudden Contraction	1,9	1	1,9	0,57912
Standard Tee	12,5	1	12,5	3,81
<b>TOTAL</b>	<b>100,2</b>	<b>8</b>	<b>112</b>	<b>34,1376</b>



Maka :

$$\begin{aligned}
 L + \sum Le &= 37,26 \text{ m} + 34,1376 \text{ m} \\
 &= 71,398 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## h. Penentuan Head Pompa karena Faktor Friksi

Head Pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan *Persamaan Darcy-Weisbach* yaitu :

$$hf = f \times \frac{(L + \sum Le)}{ID} \times \frac{v^2}{2g}$$

Dimana :

hf : Head karena faktor friksi

f : Faktor friksi

L : Panjang Pipa (m)

Le : Panjang Ekuivalen (m)

ID : Diameter dalam pipa (m)

V : Kecepatan linier fluida (m/s)

g : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

Maka :

$$hf = 0,02150 \times \frac{71 \text{ m}}{0,053 \text{ m}} \times \frac{(0,8190 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$hf = 1,0000 \text{ m}$$

## i. Head Pompa

Head Pompa dapat dihitung dengan Persamaan Bernoulli

$$H = hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + z \right)_1$$

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} = \frac{(1,09041 \text{ bar} - 1,09041 \text{ bar}) \times 10^5 \text{ N/m}^2 \text{bar}}{745,257 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head Potensial

$$z_2 - z_1 = 11,3 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 10,3 \text{ m}$$

Head Kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} = \frac{(0,8190 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0342 \text{ m}$$

Head Pompa

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (z_2 - z_1) + \left( \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \right) + hf$$

$$\begin{aligned}
 H &= 0 \text{ m} + 10,3 \text{ m} + 0,0342 \text{ m} + 0,99997 \text{ m} \\
 &= 11,2885 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## 6. Kecepatan Spesifik

Kecepatan Spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{N \cdot Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad \text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194}$$

Dengan hubungan :

$N_s$  = Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)

$N$  = Kecepatan putar (rpm)

$Q$  = Kapasitas pompa (gall/menit)

$H$  = Head pompa (ft)

Menentukan Kecepatan Putar

Penentuan Kecepatan Putar didapat dari Buku Design for Chemical and Petrochemical Plant by Ludwig.E.E Vol 3 3rd Ed., Tab 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	 any   practical   as   above 
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih Kecepatan Putar sebesar 3000 rpm

Faktor Slip berkisar 5 - 13% dipilih faktor slip 5%

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan Putar (N)} &= 3000 \text{ rpm} \times 95\% \\
 &= 2850 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Maka Kecepatan Spesifik (Ns) adalah :

$$N_s = \frac{2850 \text{ rpm} \times (28,0577 \text{ gall/menit})^{0,5}}{(37,0357 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 1005,55374 \text{ rpm}$$

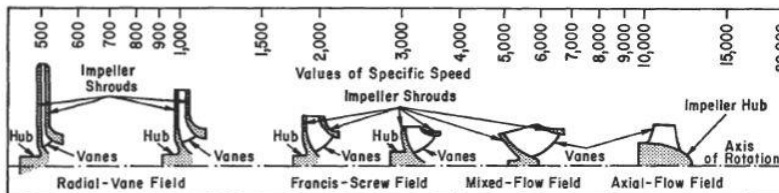


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17]. Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* hal.194 dengan *Spesific speed* 1005,55374 rpm maka dipakai jenis impeler *Radial-Vane Field*.

### 7. Net Positive Suction Head (NPSH)

#### a. Net Positive Suction Head yang Tersedia (NPSH<sub>A</sub>)

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari Buku *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants* pers. 3.10 hal.190 yaitu sebagai berikut:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \left( \frac{2,31}{spgr} \right) - h_{SL}$$

Dimana :

- P<sub>a</sub> = Tekanan pada titik 1 (psia)
- P<sub>uap</sub> = Tekanan uap (psia)
- s = Tinggi *suction head* (ft)
- h<sub>SL</sub> = Head pompa karena faktor friksi (ft)

Menentukan Head karena faktor friksi pada daerah titik 1 (daerah hisap)

Panjang Pipa Lurus (L) dibuat sebesar 86,85 m

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig.E.E Vol 1 3rd Ed.,1999 Fig 2.21 page 87 yaitu

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	Sigma Le (m)
<i>Sudden Contraction</i>	1,9	1	1,9	0,57912
<i>Standard Elbow</i>	5,9	8	47,2	14,38656
<i>Globe Valve</i>	60	1	60	18,288
<b>TOTAL</b>	<b>67,8</b>	<b>10</b>	<b>109,1</b>	<b>33,25368</b>

Maka :

$$L + \sum Le = 86,850 \text{ m} + 33,2537 \text{ m}$$

$$= 120,1037 \text{ m}$$

$$h_{f_{suction}} = f \times \frac{(L + \sum Le)}{ID} \times \frac{v^2}{2g}$$

$$h_{sL} = 0,02150 \times \frac{120,1 \text{ m}}{0,053 \text{ m}} \times \frac{(0,8190 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$= 1,68212 \text{ m} = 5,51878 \text{ ft}$$

$$spgr = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}}$$

$$= \frac{745,257 \text{ kg/m}^3}{996,222 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,75$$

$$S (\text{Suction Head}) = 2,5 \text{ m} = 8,2021 \text{ ft}$$

**Menentukan tekanan uap fluida**

Komponen	yi	Pvi (mmHg)	Pv = yi . Pvi (mmHg)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,9920	823,3702	816,7832
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0080	272,2114	2,1777
Total	1,0000	1095,5816	818,9609

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1,07615 \text{ atm} = 15,8151 \text{ psia}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 1,07758 \text{ atm} = 15,836 \text{ psia}$$

$$NPSH_A = 8,2021 \text{ ft} + \left[ (15,8151 - 15,8360) \text{ psia} \times \frac{2,31}{0,75} \right] - 5,51878$$

$$= 2,619 \text{ ft}$$

$$= 0,79817 \text{ m}$$

**b. Net positive Suction Head yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 2850 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 0,106 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$NPSH_R = \left( \frac{2850}{1200} \right)^{4/5} \times 0,11^{2/3}$$

$$= 0,4480 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

### 8. Brake Horse Power (BHP)

Penentuan Brake Horse Power (BHP) didapat dari Buku Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants pers 3.15 halaman 200 yaitu sebagai berikut

$$BPH = \frac{Q \cdot H \cdot Spgr}{3960 \eta}$$

Dimana :

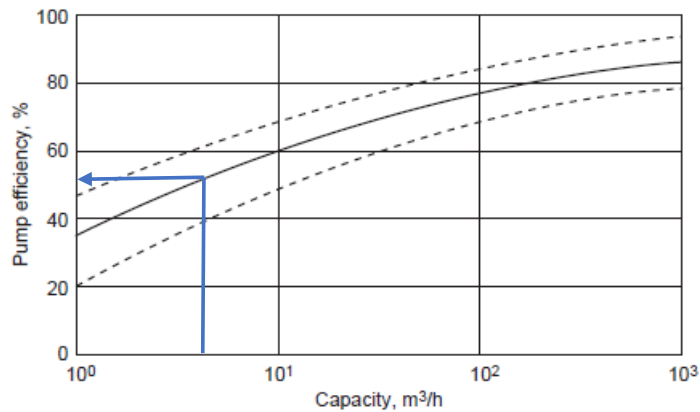
BPH : Brake Horse Power (Hp)

Q : Laju Alir Pompa (gall/menit)

$\eta$  : Effisiensi

spgr : *Specific Gravity*

Efisien Pompa diperoleh dari Fig. 10.63 Towler dan Sinnott Hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

$$Q = 6,3726 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$H = 11,2885 \text{ m} = 28,0577 \text{ gall/menit}$$

Dari grafik diperoleh efisiensinya adalah 53%

Maka:

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{28,0577 \text{ gall/menit} \times 11,2885 \text{ m} \times 0,75}{3960 \times 53\%} \\ &= 0,11289 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 9. Motor Standar

Efisiensi motor diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus ed IV hal.521

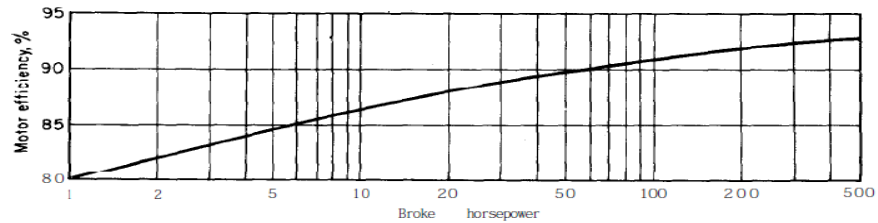


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{BHP} = 0,11289 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0,11289 \text{ Hp}}{80\%} \\ &= 0,14112 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig.E.E Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed., halaman 628 maka Daya motor standar adalah 0,5 Hp.



---

**KESIMPULAN POMPA (P-04)**

**Tugas** : Memompa komponen  $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ ,  $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  sebanyak  
4749,2216 kg/jam dari AC-01 ke MD-01

**Jenis** : *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS = 2 in  
Schedule Number = 40  
OD = 2,38 in  
ID = 2,07 in

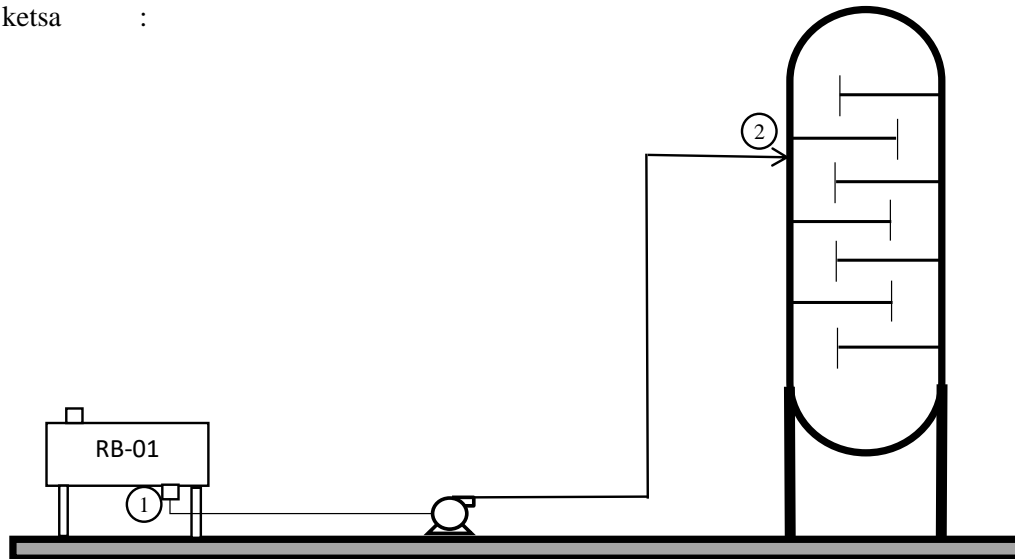
**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir = 0,106 m<sup>3</sup>/menit  
Head pompa = 11,288 m  
Kecepatan Putar = 2850 rpm  
Kecepatan Spesifik = 1005,55 rpm  
NPSH<sub>A</sub> = 0,798 m  
NPSH<sub>R</sub> = 0,4480 m  
Daya Motor = 0,5 Hp

---

**POMPA (P-05)**

Tugas : Memompa komponen  $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ ,  $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  sebanyak  
925,22865 kg/jam dari RB-01 ke MD-02  
Jenis Alat : Pompa Sentrifugal  
Sketsa :



Data Umpan Masuk

$$T = 101,52 \text{ } ^\circ\text{C} = 374,67 \text{ K}$$

Komponen	BM	kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	58,080	30,90050	0,0334	0,53203	0,0135
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	60,096	277,81024	0,3003	4,62277	0,1174
$\text{H}_2\text{O}$	18,015	616,51790	0,6663	34,2225	0,8691
Total		925,22865	1,0000	39,3773	1,0000

### Densitas Cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

$T_c$  = critical temperature, K

Komponen	A	B	C	$T_c$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
$\text{H}_2\text{O}$	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

---

**Viskositas fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{\text{liq}} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{\text{liq}}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-7,213E+00	9,031E+02	1,839E-02	-2,035E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	28,5884	-2469	-7,351	2,8E-10	2,7E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	38,2363	-3551,3	-10,031	-3E-10	1,7E-06
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4E-09	1,8E-06

**Langkah perhitungan**

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Kapasitas pompa
4. Ukuran pipa
5. Head pompa
6. Kecepatan spesifik
7. *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. *Brake Horse Power (BHP)*
9. Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai  $10^5$  gallon/menit ( $0,454 \text{ m}^3/\text{jam}$  sampai  $22.712,471 \text{ m}^3/\text{jam}$ ) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pompa

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada Reboiler (RB-01)

- Tekanan (P1) = 1,20522 atm = 1,22118 bar
- Elevasi (z1) = 1,5 m (ketinggian permukaan cairan dalam RB-01, dievaluasi pada saat RB-01 hampir kosong)
- Kecepatan linier (v1) = 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan pada RB-01)

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Menara Distilasi (MD-02)

- Tekanan (P2) = 1,20522 atm = 1,22118 bar
- Elevasi (z2) = 7,41 m (Tinggi umpan MD-02)

### 3. Kapasitas Pompa

Q = kecepatan volume fluida yang dipompa

Pada suhu T = 374,67 K

Komponen	kg/jam	Fraksi Massa	rho l (kg/m <sup>3</sup> )	rho l x Fraksi Massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	30,90050	0,0334	688,50424	22,99445
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	277,81024	0,3003	699,91662	210,15779
H <sub>2</sub> O	616,51790	0,6663	954,07747	635,74106
Total	925,22865	1,0000		868,89330

$$\text{Kapasitas Pompa (Q)} = \frac{\text{Laju alir keluar RB-01}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$Q = \frac{925,22865 \text{ kg/jam}}{868,89330 \text{ kg/m}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}$$

$$= 0,0003 \text{ m}^3/\text{s}$$

**4. Ukuran Pipa**

a. Ukuran Pipa Optimum

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Walas. S. M., 1990 pers 6.32 page 100})$$

Dengan hubungan :

Dopt : Diameter pipa optimum [in]

Q : kecepatan vulumе fluida [ft<sup>3</sup>/s]

ρ : Rapat massa fluida [lb /ft<sup>3</sup>]

Maka

$$\text{Kapasitas Pompa} = 0,00030 \text{ m}^3/\text{s} = 0,01045 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Rapat Massa} = 868,893 \text{ kg/m}^3 = 54,2432 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \times (0,01045 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (54,2432 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 0,8415 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Pipa Standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¾	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1 ¼	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1 ½	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 ¾	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2 ½	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
		30	13.25	138		3.665	54.6

$$\text{Normal Pipe Size (Nps)} = 1 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number (Sch)} = 40$$

$$\text{Diameter luar (Od)} = 1,32 \text{ in}$$

$$\text{Diameter dalam (Id)} = 1,049 \text{ in}$$

$$\text{Flow Area per Pipe (A)} = 0,864 \text{ in}^2$$

## 5. Head Pompa

### a. Pemilihan Bahan Konstruksi

Dipilih jenis : *Steel Commercial New*

Kekerasan Pipa,  $e = 0,00015$  ft (White, F.M. Fluid Mechanics halaman 349)  
 $= 0,0018$  in

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	$\pm 60$
	Stainless, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
	Commercial, new	0.00015	0.046	$\pm 30$
	Riveted	0.01	3.0	$\pm 70$
Iron	Rusted	0.007	2.0	$\pm 50$
	Cast, new	0.00085	0.26	$\pm 50$
	Wrought, new	0.00015	0.046	$\pm 20$
Brass	Galvanized, new	0.0005	0.15	$\pm 40$
	Asphalted cast	0.0004	0.12	$\pm 50$
	Drawn, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	$\pm 60$
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	$\pm 60$
	Rough	0.007	2.0	$\pm 50$
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	$\pm 60$
Wood	Stave	0.0016	0.5	$\pm 40$

### b. Kekerasan Relatif

$$e_r = \frac{e}{ID}$$

$$= \frac{0,0018 \text{ in}}{1,05 \text{ in}}$$

$$= 0,00172$$

### c. Kecepatan Linier

$$V_{\text{linier}} = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,0003 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00056 \text{ m}^2}$$

$$= 0,53064 \text{ m/s}$$

### d. Viskositas Fluida

$$T = 374,67 \text{ K}$$

Komponen	Fraksi Massa	miu (kg/m.s)	Fraksi massa x miu
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0334	1,694E-04	5,657E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,3003	3,055E-04	9,173E-05
H <sub>2</sub> O	0,6663	2,743E-04	1,828E-04
Total	1,0000	0,0007	2,802E-04

$$\text{Viskositas Fluida} = 2,802E-04 \text{ kg/m.s}$$

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot V_{Linier}}{\mu}$$

$$Re = \frac{868,893 \text{ kg/m}^3 \times 0,0266 \text{ m} \times 0,53064 \text{ m/s}}{2,802E-04 \text{ kg/m.s}}$$

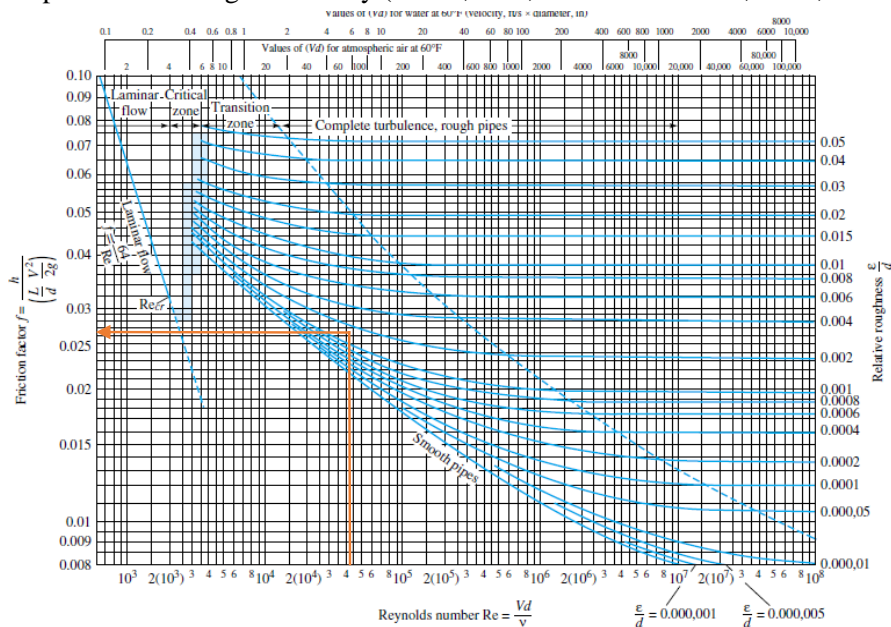
$$= 43850,031 \text{ (Turbulence)}$$

f. Faktor Friksi

$$Re = 43850,031$$

$$e_r = 0,0017159$$

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M., Fluid Mechanics, ed IV, halaman 349)



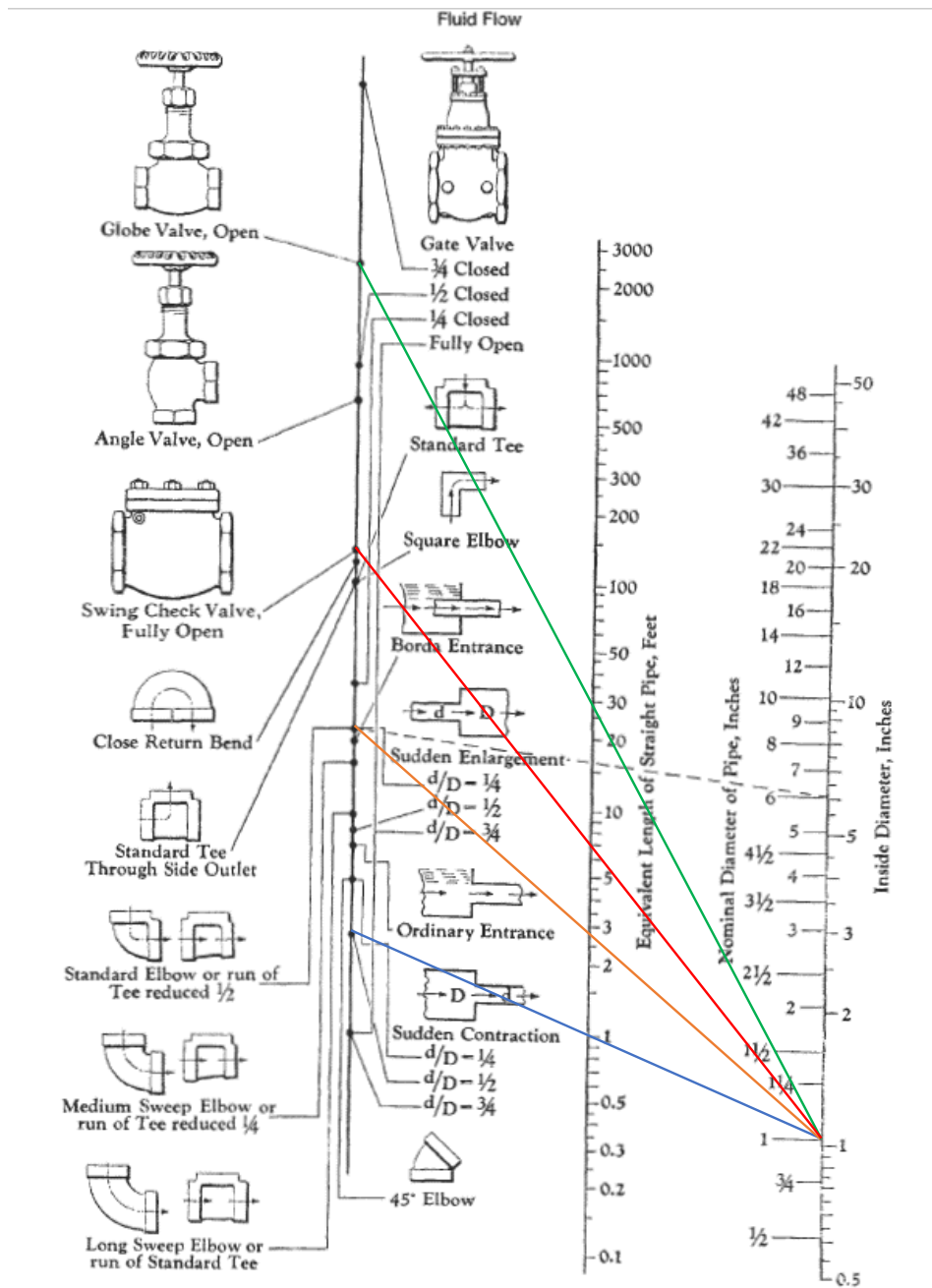
Didapat,  $f = 0,0265$

g. Rencana Pemipaan

Panjang Pipa Lurus (L) dibuat sepanjang 37,53 m

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Buku Design for Chemical and Petrochemical Plant by Ludwig.E.E Vol 1 3rd Ed., 1999 Fig 2.20 page 87

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	Sigma Le (m)
Standard Elbow	2,8	2	5,6	1,70688
Globe Valve	29	1	29	8,8392
Check valve	7	1	7	2,1336
Sudden Contraction	1	1	1	0,3048
Sudden Enlargement	2,8	1	2,8	0,85344
<b>TOTAL</b>	<b>42,6</b>	<b>6</b>	<b>45,4</b>	<b>13,83792</b>



Maka :

$$L + \sum Le = 37,53 \text{ m} + 13,8379 \text{ m}$$

$$= 51,3679 \text{ m}$$



## h. Penentuan Head Pompa karena Faktor Friksi

Head Pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan *Persamaan Darcy-Weisbach* yaitu :

$$hf = f \times \frac{(L + \sum Le)}{ID} \times \frac{v^2}{2g}$$

Dimana :

hf : Head karena faktor friksi

f : Faktor friksi

L : Panjang Pipa (m)

Le : Panjang Ekuivalen (m)

ID : Diameter dalam pipa (m)

V : Kecepatan linier fluida (m/s)

g : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

Maka :

$$hf = 0,0265 \times \frac{51,37 \text{ m}}{0,027 \text{ m}} \times \frac{(0,5306 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$hf = 0,7334 \text{ m}$$

## i. Head Pompa

Head Pompa dapat dihitung dengan Persamaan Bernoulli

$$H = hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + z \right)_1$$

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} = \frac{(1,22118 \text{ bar} - 1,22118 \text{ bar}) \times 10^5 \text{ N/m}^2 \text{bar}}{868,893 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head Potensial

$$z_2 - z_1 = 7,41 \text{ m} - 2 \text{ m}$$

$$= 5,91 \text{ m}$$

Head Kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} = \frac{(0,5306 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0144 \text{ m}$$

Head Pompa

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (z_2 - z_1) + \left( \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \right) + hf$$

$$\begin{aligned}
 H &= 0 \text{ m} + 5,9 \text{ m} + 0,0144 \text{ m} + 0,73343 \text{ m} \\
 &= 6,6562 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## 6. Kecepatan Spesifik

Kecepatan Spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{N \cdot Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad \text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194}$$

Dengan hubungan :

$N_s$  = Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)

$N$  = Kecepatan putar (rpm)

$Q$  = Kapasitas pompa (gall/menit)

$H$  = Head pompa (ft)

Menentukan Kecepatan Putar

Penentuan Kecepatan Putar didapat dari Buku Design for Chemical and Petrochemical Plant by Ludwig.E.E Vol 3 3rd Ed., Tab 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	} any } practical } hp   same   as   above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih Kecepatan Putar sebesar 3000 rpm

Faktor Slip berkisar 5 - 13% dipilih faktor slip 5%

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan Putar (N)} &= 3000 \text{ rpm} \times 95\% \\
 &= 2850 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Maka Kecepatan Spesifik (Ns) adalah :

$$Ns = \frac{2850 \text{ rpm} \times (4,68833 \text{ gall/menit})^{0,5}}{(21,8379 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 610,86580 \text{ rpm}$$

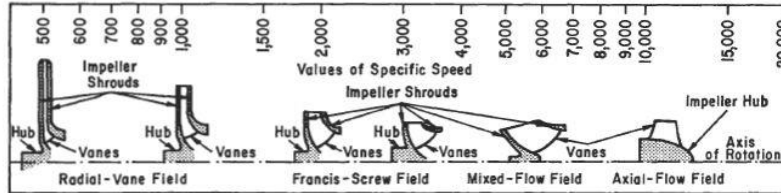


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17]. Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* hal.194 dengan *Spesific speed* 610,86580 rpm maka dipakai jenis impeler *Radial-Vane Field*.

**7. Net Positive Suction Head (NPSH)**

**a. Net Positive Suction Head yang Tersedia (NPSH<sub>A</sub>)**

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari Buku *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants* pers. 3.10 hal.190 yaitu sebagai berikut:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \left( \frac{2,31}{spgr} \right) - h_{SL}$$

Dimana :

- P<sub>a</sub> = Tekanan pada titik 1 (psia)
- P<sub>uap</sub> = Tekanan uap (psia)
- s = Tinggi *suction head* (ft)
- h<sub>SL</sub> = Head pompa karena faktor friksi (ft)

Menentukan Head karena faktor friksi pada daerah titik 1 (daerah hisap)

Panjang Pipa Lurus (L) dibuat sebesar 35,88 m

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig.E.E Vol 1 3rd Ed.,1999 Fig 2.21 page 87 yaitu

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	Sigma Le (m)
<i>Sudden Contraction</i>	1	1	1	0,3048
<i>Standard Elbow</i>	2,8	4	11,2	3,41376
<i>Globe Valve</i>	29	1	29	8,8392
<b>TOTAL</b>	<b>32,8</b>	<b>6</b>	<b>41,2</b>	<b>12,55776</b>

Maka :

$$L + \sum Le = 35,88 \text{ m} + 12,5578 \text{ m}$$

$$= 48,438 \text{ m}$$

$$h_{f_{suction}} = f \times \frac{(L + \sum Le)}{ID} \times \frac{v^2}{2g}$$

$$h_{sL} = 0,02650 \times \frac{48,44 \text{ m}}{0,027 \text{ m}} \times \frac{(0,5306 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,6916 \text{ m} = 2,26902 \text{ ft}$$

$$spgr = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}}$$

$$= \frac{868,893 \text{ kg/m}^3}{954,077 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,91$$

$$S (\text{Suction Head}) = 1 \text{ m} = 3,28084 \text{ ft}$$

**Menentukan tekanan uap fluida**

Komponen	yi	Pvi (mmHg)	Pv = yi . Pvi (mmHg)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,0135	2909,1547	39,3061
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,1174	1532,1770	179,8730
H <sub>2</sub> O	0,8691	801,6321	696,6919
Total	1,0000	5242,9637	915,8709

$$Pa = \text{Tekanan Operasi} = 1,20522 \text{ atm} = 17,7118 \text{ psia}$$

$$Pvp = \text{Tekanan Uap Murni} = 1,20509 \text{ atm} = 17,7099 \text{ psia}$$

$$NPSH_A = 3,28084 \text{ ft} + \left[ (17,7118 - 17,7099) \text{ psia} \times \frac{2,31}{0,91} \right] - 2,26902$$

$$= 1,0165 \text{ ft}$$

$$= 0,3098 \text{ m}$$

**b. Net positive Suction Head yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 2850 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 0,018 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$NPSH_R = \left( \frac{2850}{1200} \right)^{4/5} \times 0,02^{2/3}$$

$$= 0,1359 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

### 8. Brake Horse Power (BHP)

Penentuan Brake Horse Power (BHP) didapat dari Buku Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants pers 3.15 halaman 200 yaitu sebagai berikut

$$BPH = \frac{Q \cdot H \cdot Spgr}{3960 \eta}$$

Dimana :

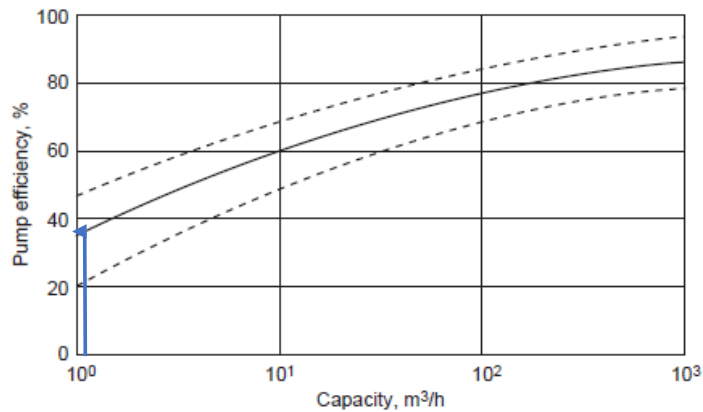
BPH : Brake Horse Power (Hp)

Q : Laju Alir Pompa (gall/menit)

$\eta$  : Effisiensi

spgr : *Specific Gravity*

Efisien Pompa diperoleh dari Fig. 10.63 Towler dan Sinnott Hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

$$Q = 1,06484 \text{ m}^3/\text{jam} = 4,68833 \text{ gall/menit}$$

$$H = 6,6562 \text{ m}$$

Dari grafik diperoleh efisiensinya adalah 35%

Maka:

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{4,68833 \text{ gall/menit} \times 6,6562 \text{ m} \times 0,91}{3960 \times 35\%} \\ &= 0,02051 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 9. Motor Standar

Efisiensi motor diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus ed IV hal.521

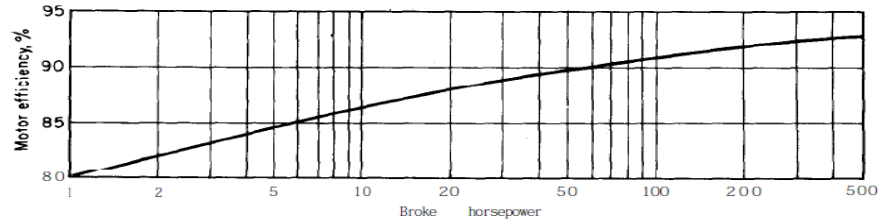


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{BHP} = 0,02051 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0,02051 \text{ Hp}}{80\%} \\ &= 0,02563 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig.E.E Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed., halaman 628 maka Daya motor standar adalah 0,5 Hp.

---

**KESIMPULAN POMPA (P-05)**

**Tugas** : Memompa komponen  $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ ,  $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  sebanyak  
925,22865 kg/jam dari RB-01 ke MD-02

**Jenis** : *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

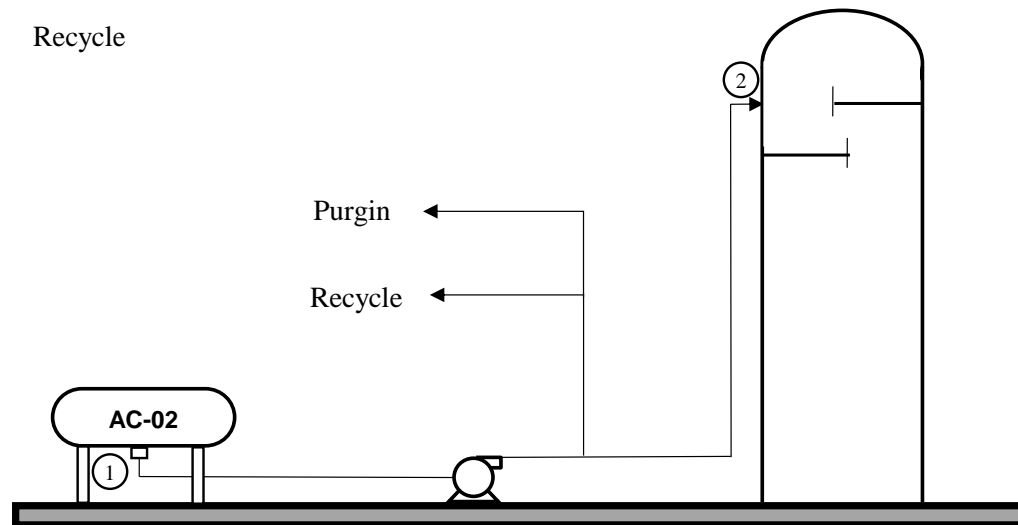
IPS = 1 in  
Schedule Number = 40  
OD = 1,32 in  
ID = 1,05 in

**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir = 0,018 m<sup>3</sup>/menit  
Head pompa = 6,656 m  
Kecepatan Putar = 2850 rpm  
Kecepatan Spesifik = 610,866 rpm  
NPSH<sub>A</sub> = 0,310 m  
NPSH<sub>R</sub> = 0,1359 m  
Daya Motor = 0,5 Hp

**POMPA (P-06)**

Tugas : Memompa komponen  $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ ,  $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  sebanyak  
2899,3132 kg/jam dari AC-02 ke MD-02 dan Recycle dan Purgin  
Jenis Alat : Pompa Sentrifugal  
Sketsa :



Data Umpan Masuk

$$T = 83,88 \text{ } ^\circ\text{C} = 357,03 \text{ K}$$

Komponen	BM	kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	58,080	332,33645	0,1146	5,72205	0,1151
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	60,096	2534,00672	0,8740	42,166	0,8481
$\text{H}_2\text{O}$	18,015	32,97004	0,0114	1,83014	0,0368
Total		2899,3132	1,0000	49,7182	1,0000

**Densitas Cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

$T_c$  = critical temperature, K

Komponen	A	B	C	$T_c$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
$\text{H}_2\text{O}$	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13



**Viskositas fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{\text{liq}} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{\text{liq}}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-7,213E+00	9,031E+02	1,839E-02	-2,035E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	28,5884	-2469	-7,351	2,8E-10	2,7E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	38,2363	-3551,3	-10,031	-3E-10	1,7E-06
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4E-09	1,8E-06

**Langkah perhitungan**

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Kapasitas pompa
4. Ukuran pipa
5. Head pompa
6. Kecepatan spesifik
7. *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. *Brake Horse Power (BHP)*
9. Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai  $10^5$  gallon/menit ( $0,454 \text{ m}^3/\text{jam}$  sampai  $22.712,471 \text{ m}^3/\text{jam}$ ) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pompa

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada Akumulator (AC-02)

- Tekanan (P1) = 1,18973 atm = 1,20549 bar
- Elevasi (z1) = 1 m (ketinggian permukaan cairan dalam AC-02, dievaluasi pada saat AC-02 hampir kosong)
- Kecepatan linier (v1) = 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan pada AC-02)

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Menara Distilasi (MD-02)

- Tekanan (P2) = 1,18973 atm = 1,20549 bar
- Elevasi (z2) = 11,11 m (Tinggi MD-02)

### 3. Kapasitas Pompa

Q = kecepatan volume fluida yang dipompa

Pada suhu T = 357,03 K

Komponen	kg/jam	Fraksi Massa	rho l (kg/m <sup>3</sup> )	rho l x Fraksi Massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	332,33645	0,1146	712,58572	81,68080
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	2534,00672	0,8740	720,78896	629,97129
H <sub>2</sub> O	32,97004	0,0114	971,68481	11,04968
Total	2899,3132	1,0000		722,70176

$$\text{Kapasitas Pompa (Q)} = \frac{\text{Laju alir keluar AC-02}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$Q = \frac{2899,31320 \text{ kg/jam}}{722,70176 \text{ kg/m}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}$$

$$= 0,00111 \text{ m}^3/\text{s}$$

**4. Ukuran Pipa**

a. Ukuran Pipa Optimum

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Walas. S. M., 1990 pers 6.32 page 100})$$

Dengan hubungan :

Dopt : Diameter pipa optimum [in]

Q : kecepatan volume fluida [ft<sup>3</sup>/s]

ρ : Rapat massa fluida [lb /ft<sup>3</sup>]

Maka

$$\text{Kapasitas Pompa} = 0,00111 \text{ m}^3/\text{s} = 0,03935 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Rapat Massa} = 722,702 \text{ kg/m}^3 = 45,1168 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 3,9 \times (0,03935 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (45,1168 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\ &= 1,4924 \text{ in} \end{aligned}$$

b. Pipa Standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.066	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.122	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	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
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	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
2 1/2	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†	5.781	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
		30	13.25	138		3.665	3.47

Normal Pipe Size (Nps) = 1,5 in

Schedule Number (Sch) = 40

Diameter luar (Od) = 1,90 in

Diameter dalam (Id) = 1,61 in

Flow Area per Pipe (A) = 2,04 in<sup>2</sup>

## 5. Head Pompa

### a. Pemilihan Bahan Konstruksi

Dipilih jenis : *Steel Commercial New*

Kekerasan Pipa,  $e = 0,00015$  ft (White, F.M. Fluid Mechanics halaman 349)  
 $= 0,0018$  in

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	$\pm 60$
	Stainless, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
	Commercial, new	0.00015	0.046	$\pm 30$
	Riveted	0.01	3.0	$\pm 70$
Iron	Rusted	0.007	2.0	$\pm 50$
	Cast, new	0.00085	0.26	$\pm 50$
	Wrought, new	0.00015	0.046	$\pm 20$
	Galvanized, new	0.0005	0.15	$\pm 40$
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	$\pm 50$
	Drawn, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	$\pm 60$
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	$\pm 60$
	Rough	0.007	2.0	$\pm 50$
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	$\pm 60$
Wood	Stave	0.0016	0.5	$\pm 40$

### b. Kekerasan Relatif

$$e_r = \frac{e}{ID}$$

$$= \frac{0,0018 \text{ in}}{1,61 \text{ in}}$$

$$= 0,00112$$

### c. Kecepatan Linier

$$V_{\text{linier}} = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,00111 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00132 \text{ m}^2}$$

$$= 0,84671 \text{ m/s}$$

### d. Viskositas Fluida

$$T = 357,03 \text{ K}$$

Komponen	Fraksi Massa	miu (kg/m.s)	Fraksi massa x miu
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,1146	1,933E-04	2,216E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,8740	4,372E-04	3,822E-04
H <sub>2</sub> O	0,0114	3,349E-04	3,808E-06
Total	1,0000	0,0010	4,081E-04

$$\text{Viskositas Fluida} = 4,081\text{E-}04 \text{ kg/m.s}$$

e. Bilangan *Reynold*

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot V_{Linier}}{\mu}$$

$$Re = \frac{722,702 \text{ kg/m}^3 \times 0,0409 \text{ m} \times 0,84671 \text{ m/s}}{4,081E-04 \text{ kg/m.s}}$$

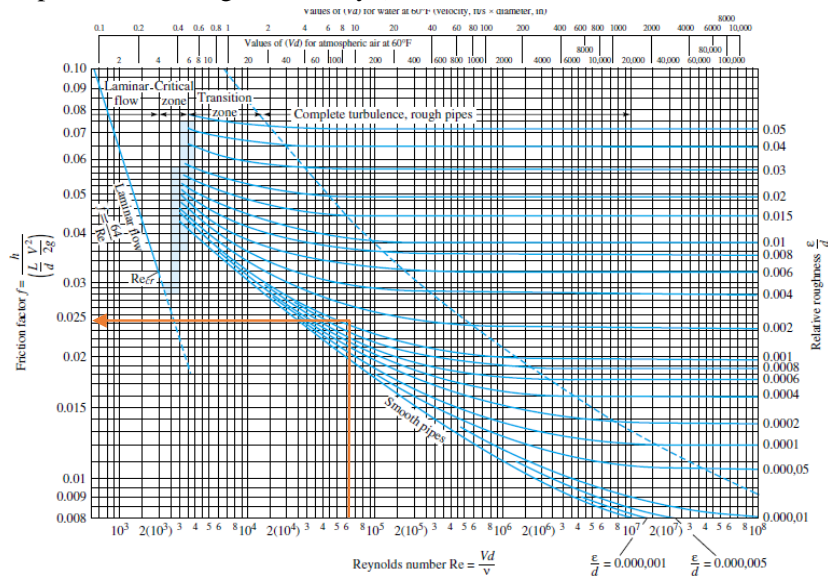
$$= 61313,794 \text{ (Turbulence)}$$

f. Faktor Friksi

$$Re = 61313,794$$

$$e_r = 0,001118$$

Diperoleh dari diagram Moody (White, F.M., Fluid Mechanics, ed IV, halaman 349)



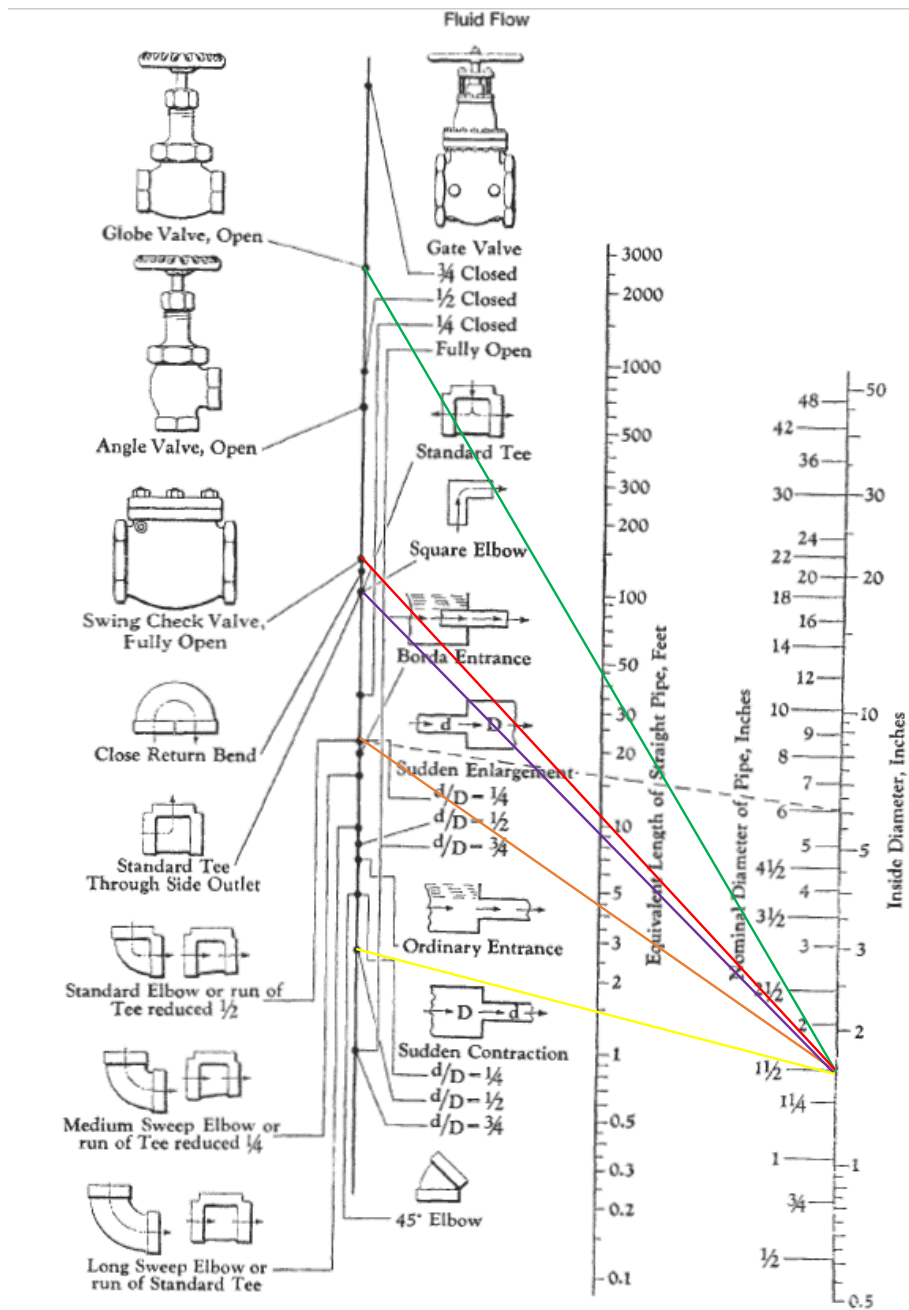
Didapat,  $f = 0,0242$

g. Rencana Pemipaan

Panjang Pipa Lurus (L) dibuat sepanjang 92,79 m

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Buku Design for Chemical and Petrochemical Plant by Ludwig, E.E Vol 1 3rd Ed., 1999 Fig 2.20 page 87

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	Sigma Le (m)
Standard Elbow	4	3	12	3,6576
Globe Valve	45	1	45	13,716
Check valve	12	1	12	3,6576
Sudden Contraction	1,5	1	1,5	0,4572
Sudden Enlargement	4	3	12	3,6576
Standard Tee	9	3	27	8,2296
<b>TOTAL</b>	<b>75,5</b>	<b>12</b>	<b>109,5</b>	<b>33,3756</b>



Maka :

$$L + \sum Le = 92,79 \text{ m} + 33,3756 \text{ m}$$

$$= 126,166 \text{ m}$$

## h. Penentuan Head Pompa karena Faktor Friksi

Head Pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan *Persamaan Darcy-Weisbach* yaitu :

$$hf = f \times \frac{(L + \sum Le)}{ID} \times \frac{v^2}{2g}$$

Dimana :

hf : Head karena faktor friksi

f : Faktor friksi

L : Panjang Pipa (m)

Le : Panjang Ekuivalen (m)

ID : Diameter dalam pipa (m)

V : Kecepatan linier fluida (m/s)

g : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

Maka :

$$hf = 0,0242 \times \frac{126,2 \text{ m}}{0,041 \text{ m}} \times \frac{(0,8467 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$hf = 2,72899 \text{ m}$$

## i. Head Pompa

Head Pompa dapat dihitung dengan Persamaan Bernoulli

$$H = hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + z \right)_1$$

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} = \frac{(1,20549 \text{ bar} - 1,20549 \text{ bar}) \times 10^5 \text{ N/m}^2 \text{bar}}{722,702 \text{ kg/m}^3 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head Potensial

$$z_2 - z_1 = 11,11 \text{ m} - 1 \text{ m}$$

$$= 10,11 \text{ m}$$

Head Kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} = \frac{(0,8467 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0366 \text{ m}$$

Head Pompa

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (z_2 - z_1) + \left( \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \right) + hf$$

$$\begin{aligned}
 H &= 0 \text{ m} + 10,1 \text{ m} + 0,0366 \text{ m} + 2,72899 \text{ m} \\
 &= 12,8739 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## 6. Kecepatan Spesifik

Kecepatan Spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{N \cdot Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad \text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194}$$

Dengan hubungan :

$N_s$  = Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)

$N$  = Kecepatan putar (rpm)

$Q$  = Kapasitas pompa (gall/menit)

$H$  = Head pompa (ft)

Menentukan Kecepatan Putar

Penentuan Kecepatan Putar didapat dari Buku Design for Chemical and Petrochemical Plant by Ludwig.E.E Vol 3 3rd Ed., Tab 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	any   same   as   above
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih Kecepatan Putar sebesar 3000 rpm

Faktor Slip berkisar 5 - 13% dipilih faktor slip 5%

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan Putar (N)} &= 3000 \text{ rpm} \times 95\% \\
 &= 2850 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$



Maka Kecepatan Spesifik (Ns) adalah :

$$N_s = \frac{2850 \text{ rpm} \times (17,6633 \text{ gall/menit})^{0,5}}{(42,2374 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 722,94972 \text{ rpm}$$

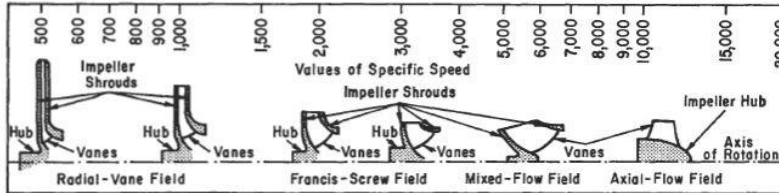


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17]. Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* hal.194 dengan *Spesific speed* 722,94972 rpm maka dipakai jenis impeler *Radial-Vane Field*.

**7. Net Positive Suction Head (NPSH)**

**a. Net Positive Suction Head yang Tersedia (NPSH<sub>A</sub>)**

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari Buku *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants* pers. 3.10 hal.190 yaitu sebagai berikut:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \left( \frac{2,31}{spgr} \right) - h_{SL}$$

Dimana :

- P<sub>a</sub> = Tekanan pada titik 1 (psia)
- P<sub>uap</sub> = Tekanan uap (psia)
- s = Tinggi *suction head* (ft)
- h<sub>SL</sub> = Head pompa karena faktor friksi (ft)

Menentukan Head karena faktor friksi pada daerah titik 1 (daerah hisap)

Panjang Pipa Lurus (L) dibuat sebesar 17,94 m

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig.E.E Vol 1 3rd Ed.,1999 Fig 2.21 page 87 yaitu

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	Sigma Le (m)
<i>Sudden Contraction</i> (1/4)	2	1	2	0,6096
<i>Standard Elbow</i>	4	2	8	2,4384
<i>Globe Valve</i>	45	1	45	13,716
<b>TOTAL</b>	<b>51</b>	<b>4</b>	<b>55</b>	<b>16,764</b>

Maka :

$$L + \sum Le = 17,940 \text{ m} + 16,764 \text{ m}$$

$$= 34,7040 \text{ m}$$

$$h_{f_{suction}} = f \times \frac{(L + \sum Le)}{ID} \times \frac{v^2}{2g}$$

$$h_{sL} = 0,02420 \times \frac{34,7 \text{ m}}{0,041 \text{ m}} \times \frac{(0,8467 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,81 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,75066 \text{ m} = 2,46278 \text{ ft}$$

$$spgr = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}}$$

$$= \frac{722,702 \text{ kg/m}^3}{971,685 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,74$$

$$S (\text{Suction Head}) = 1,5 \text{ m} = 4,92126 \text{ ft}$$

**Menentukan tekanan uap fluida**

Komponen	yi	Pvi (mmHg)	Pv = yi . Pvi (mmHg)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	0,1151	1806,4288	207,9012
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,8481	802,9119	680,9496
H <sub>2</sub> O	0,0368	414,8673	15,2714
Total	1,0000	3024,2080	904,1223

$$Pa = \text{Tekanan Operasi} = 1,18973 \text{ atm} = 17,4842 \text{ psia}$$

$$Pvp = \text{Tekanan Uap Murni} = 1,18963 \text{ atm} = 17,4828 \text{ psia}$$

$$NPSH_A = 4,92126 \text{ ft} + \left[ (17,4842 - 17,4828) \text{ psia} \times \frac{2,31}{0,74} \right] - 2,46278$$

$$= 2,4629 \text{ ft}$$

$$= 0,75069 \text{ m}$$

**b. Net positive Suction Head yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 2850 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} = 0,067 \text{ m}^3\text{/menit}$$

$$NPSH_R = \left( \frac{2850}{1200} \right)^{4/5} \times 0,07^{2/3}$$

$$= 0,3291 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

### 8. Brake Horse Power (BHP)

Penentuan Brake Horse Power (BHP) didapat dari Buku Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants pers 3.15 halaman 200 yaitu sebagai berikut

$$BPH = \frac{Q \cdot H \cdot Spgr}{3960 \eta}$$

Dimana :

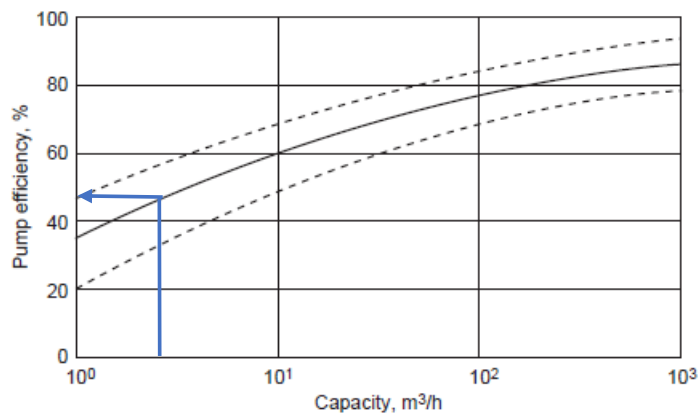
BPH : Brake Horse Power (Hp)

Q : Laju Alir Pompa (gall/menit)

$\eta$  : Effisiensi

spgr : *Specific Gravity*

Efisien Pompa diperoleh dari Fig. 10.63 Towler dan Sinnott Hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

$$Q = 4,01177 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$H = 12,8739 \text{ m} = 17,6633 \text{ gall/menit}$$

Dari grafik diperoleh efisiensinya adalah 50%

Maka:

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{17,6633 \text{ gall/menit} \times 12,8739 \text{ m} \times 0,74}{3960 \times 50\%} \\ &= 0,08542 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 9. Motor Standar

Efisiensi motor diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus ed IV hal.521

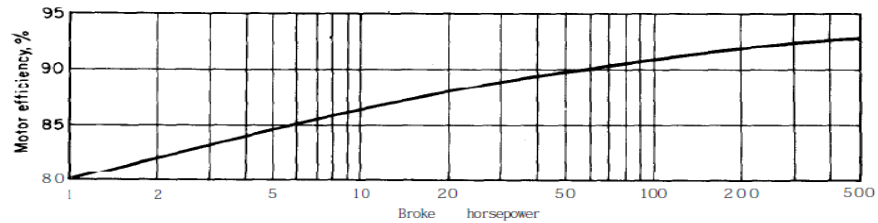


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{BHP} = 0,08542 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0,08542 \text{ Hp}}{80\%} \\ &= 0,10677 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig.E.E Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed., halaman 628 maka Daya motor standar adalah 0,5 Hp.

---

**KESIMPULAN POMPA (P-06)**

- Tugas** : Memompa komponen  $(\text{CH}_3)_2\text{CO}$ ,  $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ ,  $\text{H}_2\text{O}$  sebanyak  
2899,31320 kg/jam dari AC-02 ke MD-02 dan Recycle dan Purgung
- Jenis** : *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS	=	1,5 in
Schedule Number	=	40
OD	=	1,9 in
ID	=	1,61 in

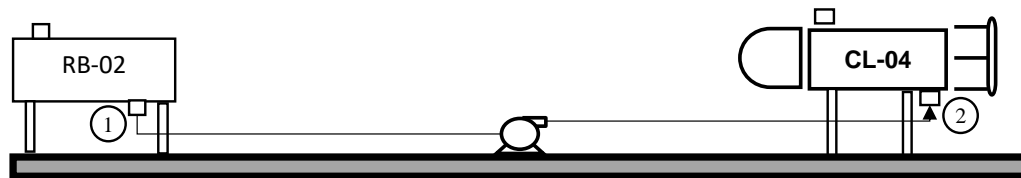
**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir	=	0,067 m <sup>3</sup> /menit
Head pompa	=	12,874 m
Kecepatan Putar	=	2850 rpm
Kecepatan Spesifik	=	722,950 rpm
NPSH <sub>A</sub>	=	0,751 m
NPSH <sub>R</sub>	=	0,3291 m
Daya Motor	=	0,5 Hp

---

**POMPA (P-07)**

Tugas : Memompa komponen  $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  sebanyak  
655,65174 kg/jam dari RB-02 ke CL-04  
Jenis Alat : Pompa Sentrifugal  
Sketsa :



Data Umpan Masuk

$$T = 105,18 \text{ } ^\circ\text{C} = 378,33 \text{ K}$$

Komponen	BM	kg/jam	Fraksi Massa	kmol/jam	Fraksi Mol
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	60,096	42,19938	0,0644	0,7022	0,0202
$\text{H}_2\text{O}$	18,015	613,45236	0,9356	34,0523	0,9798
Total		655,65174	1,0000	34,7545	1,0000

### Densitas Cair

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\text{density} = A B^{-(1-T/T_c)^n}$$

density = saturated liquid density, g/ml

A, B, and n = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

$T_c$  = critical temperature, K

Komponen	A	B	C	$T_c$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
$\text{H}_2\text{O}$	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

---

**Viskositas fase cair**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

$$\log_{10} \eta_{\text{liq}} = A + B/T + C T + D T^2$$

$\eta_{\text{liq}}$  = viscosity of liquid, centipoise

A, B, C, and D = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-7,213E+00	9,031E+02	1,839E-02	-2,035E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	28,5884	-2469	-7,351	2,8E-10	2,7E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	38,2363	-3551,3	-10,031	-3E-10	1,7E-06
H <sub>2</sub> O	29,8605	-3152,2	-7,3037	2,4E-09	1,8E-06

**Langkah perhitungan**

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Kapasitas pompa
4. Ukuran pipa
5. Head pompa
6. Kecepatan spesifik
7. *Net Positive Suction Head* (NPSH)
8. *Brake Horse Power* (BHP)
9. Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai  $10^5$  gallon/menit ( $0,454 \text{ m}^3/\text{jam}$  sampai  $22.712,471 \text{ m}^3/\text{jam}$ ) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pompa

Titik 1 : Permukaan cairan pada Reboiler (RB-02)

- Tekanan (P1) = 1,2207 atm = 1,23688 bar
- Elevasi (z1) = 1,5 m (ketinggian permukaan cairan dalam RB-02, dievaluasi pada saat RB-02 hampir kosong)
- Kecepatan linier (v1) = 0 m/s (kecepatan penurunan permukaan cairan pada RB-02)

Titik 2 : Ujung pipa masuk Cooler (CL-04)

- Tekanan (P2) = 1,2207 atm = 1,23688 bar
- Elevasi (z2) = 1,5 m (Tinggi Penyangga CL-04)

### 3. Kapasitas Pompa

Q = kecepatan volume fluida yang dipompa

Pada suhu T = 378,33 K

Komponen	kg/jam	Fraksi Massa	rho l (kg/m <sup>3</sup> )	rho l x Fraksi Massa
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	42,19938	0,0644	695,40852	44,75822
H <sub>2</sub> O	613,45236	0,9356	950,36396	889,19618
Total	655,65174	1,0000		933,95440

$$\text{Kapasitas Pompa (Q)} = \frac{\text{Laju alir keluar RB-02}}{\text{Densitas Campuran}}$$

$$Q = \frac{655,65174 \text{ kg/jam}}{933,95440 \text{ kg/m}^3} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}}$$

$$= 0,0002 \text{ m}^3/\text{s}$$



**4. Ukuran Pipa**

a. Ukuran Pipa Optimum

Dihitung dengan persamaan :

$$D_{opt} = 3,9 \cdot Q^{0,45} \cdot \rho^{0,13} \quad (\text{Walas. S. M., 1990 pers 6.32 page 100})$$

Dengan hubungan :

Dopt : Diameter pipa optimum [in]

Q : kecepatan volume fluida [ft<sup>3</sup>/s]

ρ : Rapat massa fluida [lb /ft<sup>3</sup>]

Maka

Kapasitas Pompa = 0,00020 m<sup>3</sup>/s = 0,00689 ft<sup>3</sup>/s

Rapat Massa = 933,954 kg/m<sup>3</sup> = 58,3049 lb/ft<sup>3</sup>

$$D_{opt} = 3,9 \times (0,00689 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (58,3049 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 0,7042 \text{ in}$$

b. Pipa Standar

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
½	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.132	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1¼	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1½	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¾	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2½	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
		30	13.25	138		3.665	54.6

- Normal Pipe Size (Nps) = 0,75 in
- Schedule Number (Sch) = 40
- Diameter luar (Od) = 1,05 in
- Diameter dalam (Id) = 0,824 in
- Flow Area per Pipe (A) = 0,534 in<sup>2</sup>

## 5. Head Pompa

### a. Pemilihan Bahan Konstruksi

Dipilih jenis : *Steel Commercial New*

Kekerasan Pipa,  $e = 0,00015$  ft (White, F.M. Fluid Mechanics halaman 349)  
 $= 0,0018$  in

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	$\pm 60$
	Stainless, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
	Commercial, new	0.00015	0.046	$\pm 30$
	Riveted	0.01	3.0	$\pm 70$
Iron	Rusted	0.007	2.0	$\pm 50$
	Cast, new	0.00085	0.26	$\pm 50$
	Wrought, new	0.00015	0.046	$\pm 20$
Brass	Galvanized, new	0.0005	0.15	$\pm 40$
	Asphalted cast	0.0004	0.12	$\pm 50$
	Drawn, new	0.000007	0.002	$\pm 50$
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	$\pm 60$
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	$\pm 60$
	Rough	0.007	2.0	$\pm 50$
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	$\pm 60$
Wood	Stave	0.0016	0.5	$\pm 40$

### b. Kekerasan Relatif

$$e_r = \frac{e}{ID}$$

$$= \frac{0,0018 \text{ in}}{0,82 \text{ in}}$$

$$= 0,00218$$

### c. Kecepatan Linier

$$V_{\text{linier}} = \frac{Q}{A}$$

$$= \frac{0,0002 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00034 \text{ m}^2}$$

$$= 0,56603 \text{ m/s}$$

### d. Viskositas Fluida

$$T = 378,33 \text{ K}$$

Komponen	Fraksi Massa	miu (kg/m.s)	Fraksi massa x miu
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0644	2,849E-04	1,834E-05
H <sub>2</sub> O	0,9356	2,642E-04	2,472E-04
Total	1,0000	0,0005	2,656E-04

$$\text{Viskositas Fluida} = 2,656E-04 \text{ kg/m.s}$$

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho \cdot ID \cdot V_{Linier}}{\mu}$$

$$Re = \frac{933,954 \text{ kg/m}^3 \times 0,0209 \text{ m} \times 0,56603 \text{ m/s}}{2,656E-04 \text{ kg/m.s}}$$

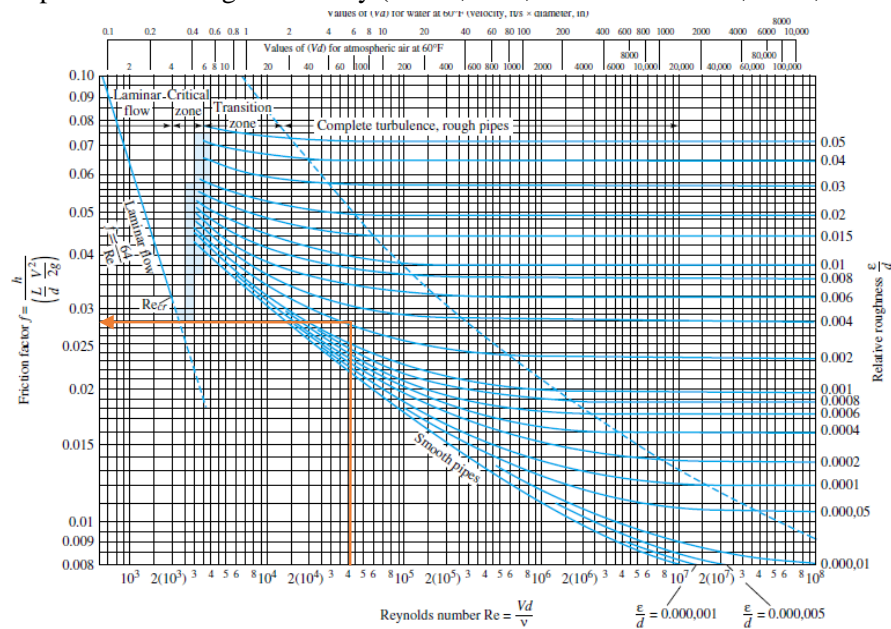
$$= 41661,927 \text{ (Turbulence)}$$

f. Faktor Friksi

$$Re = 41661,927$$

$$e_r = 0,0021845$$

Diperoleh dari diagram Moody (White,F.M., Fluid Mechanics ,ed IV, halaman 349)



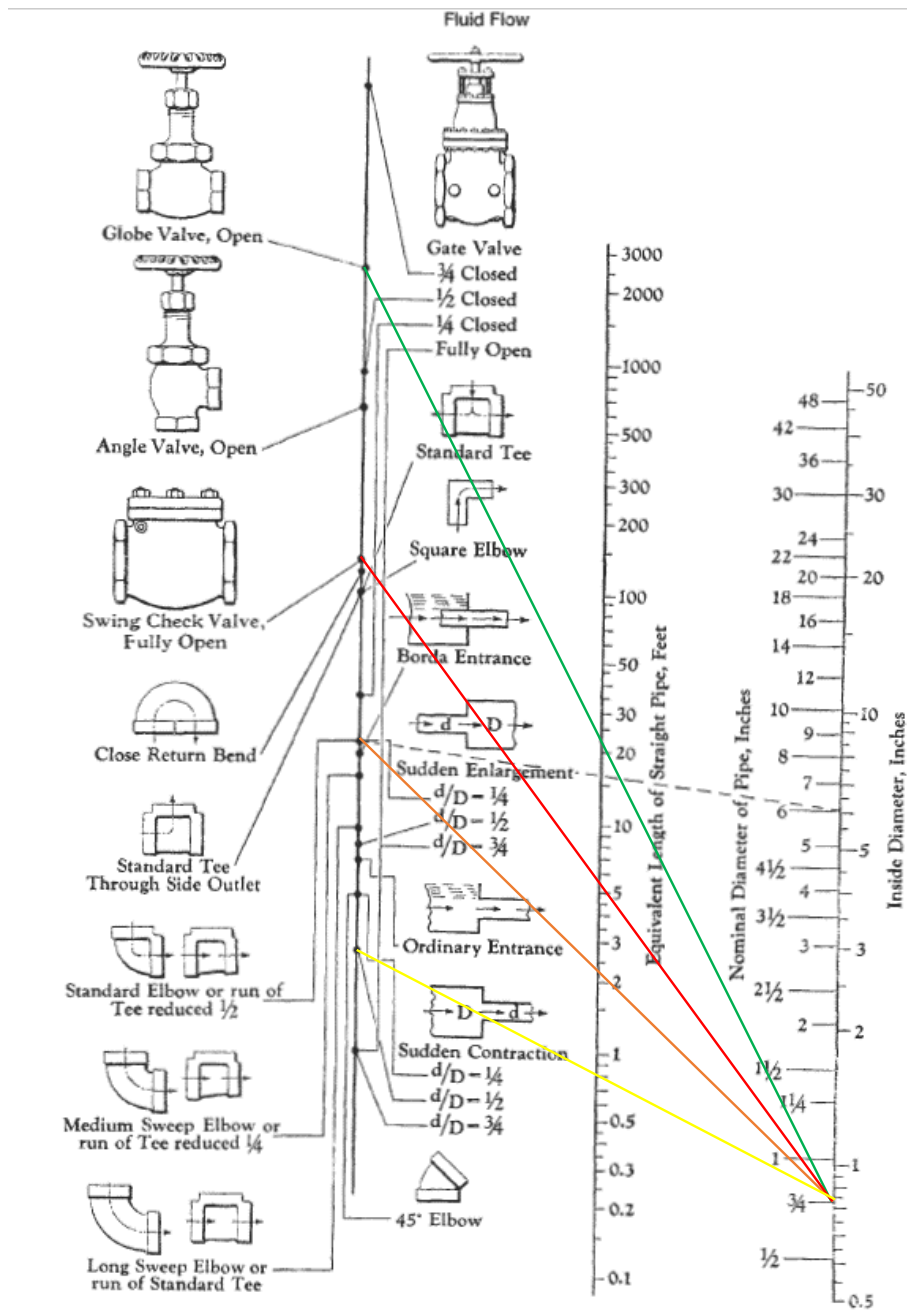
Didapat,  $f = 0,0279$

g. Rencana Pemipaan

Panjang Pipa Lurus (L) dibuat sepanjang 23,13 m

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Buku Design for Chemical and Petrochemical Plant by Ludwig.E.E Vol 1 3rd Ed.,1999 Fig 2.20 page 87

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	Sigma Le (m)
Standard Elbow	2,25	3	6,75	2,0574
Globe Valve	22	1	22	6,7056
Check valve	5,5	1	5,5	1,6764
Sudden Contraction	0,8	1	0,8	0,24384
Sudden Enlargement	2,25	1	2,25	0,6858
<b>TOTAL</b>	<b>32,8</b>	<b>7</b>	<b>37,3</b>	<b>11,36904</b>



Maka :

$$L + \sum Le = 23,13 \text{ m} + 11,369 \text{ m} = 34,499 \text{ m}$$

## h. Penentuan Head Pompa karena Faktor Friksi

Head Pompa karena faktor friksi dapat dihitung dengan *Persamaan Darcy-Weisbach* yaitu :

$$hf = f \times \frac{(L + \sum Le)}{ID} \times \frac{v^2}{2g}$$

Dimana :

hf : Head karena faktor friksi

f : Faktor friksi

L : Panjang Pipa (m)

Le : Panjang Ekuivalen (m)

ID : Diameter dalam pipa (m)

V : Kecepatan linier fluida (m/s)

g : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

Maka :

$$hf = 0,0279 \times \frac{34,5 \text{ m}}{0,021 \text{ m}} \times \frac{(0,5660 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$hf = 0,7512 \text{ m}$$

## i. Head Pompa

Head Pompa dapat dihitung dengan Persamaan Bernoulli

$$H = hf + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + z \right)_1$$

Head beda tekanan

$$\frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} = \frac{(1,23688 \text{ bar} - 1,23688 \text{ bar}) \times 10^5 \text{ N/m}^2 \text{bar}}{933,954 \text{ kg/m}^3 \times 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0 \text{ m}$$

Head Potensial

$$z_2 - z_1 = 1,50 \text{ m} - 2 \text{ m}$$

$$= 0,00 \text{ m}$$

Head Kinetik

$$\frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} = \frac{(0,5660 \text{ m/s})^2 - (0 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$= 0,0163 \text{ m}$$

Head Pompa

$$H = \frac{P_2 - P_1}{\rho \cdot g} + (z_2 - z_1) + \left( \frac{v_2^2 - v_1^2}{2 \cdot g} \right) + hf$$

$$\begin{aligned}
 H &= 0 \text{ m} + 0,0 \text{ m} + 0,0163 \text{ m} + 0,7512 \text{ m} \\
 &= 0,7675 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## 6. Kecepatan Spesifik

Kecepatan Spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{N \cdot Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad \text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194}$$

Dengan hubungan :

$N_s$  = Kecepatan spesifik (antara 0,1 sampai 1 rad)

$N$  = Kecepatan putar (rpm)

$Q$  = Kapasitas pompa (gall/menit)

$H$  = Head pompa (ft)

Menentukan Kecepatan Putar

Penentuan Kecepatan Putar didapat dari Buku Design for Chemical and Petrochemical Plant by Ludwig.E.E Vol 3 3rd Ed., Tab 14.2 page 624 yaitu :

Table 14-2  
Rpm for Synchronous and Induction Motors

Number of Poles	Cycles		Standard Horsepower	
	50 Rpm	60 Rpm	Induction	Synchronous
2	3,000	3,600	1 1/2-5,000	1,000-larger
4	1,500	1,800	1-5,000	30-5,000
6	1,000	1,200	3/4-5,000	30-10,000
8	750	900	1/2-10,000	30-30,000
10	600	720	1/2-10,000	40-30,000
12	500	600	1/2-10,000	50-30,000
14	429	514	3-22,500	100-30,000
16	375	450	3-	20-10,000
18	333	400	50-	 any   practical   as   above 
20	300	360	50-	
22	273	327	50-	
24	250	300	50-	
26	231	277	75-	
28	214	257	100-	
30	200	240	125-	
32	188	225	200-	

$$\text{rpm} = \frac{120 (\text{frequency})}{\text{no. poles}}$$

Dipilih Kecepatan Putar sebesar 3000 rpm

Faktor Slip berkisar 5 - 13% dipilih faktor slip 5%

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Kecepatan Putar (N)} &= 1000 \text{ rpm} \times 95\% \\
 &= 950 \text{ rpm}
 \end{aligned}$$

Maka Kecepatan Spesifik (Ns) adalah :

$$Ns = \frac{950 \text{ rpm} \times (3,09089 \text{ gall/menit})^{0,5}}{(2,5182 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$= 835,51078 \text{ rpm}$$

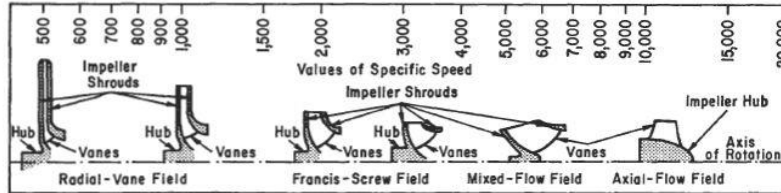


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17]. Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* hal.194 dengan *Spesific speed* 835,51078 rpm maka dipakai jenis impeler *Radial-Vane Field*.

**7. Net Positive Suction Head (NPSH)**

**a. Net Positive Suction Head yang Tersedia (NPSH<sub>A</sub>)**

Penentuan *Net Positive Suction Head* (NPSH) didapat dari Buku *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants* pers. 3.10 hal.190 yaitu sebagai berikut:

$$NPSH_a = s + (P_a - P_{vp}) \left( \frac{2,31}{spgr} \right) - h_{SL}$$

Dimana :

- P<sub>a</sub> = Tekanan pada titik 1 (psia)
- P<sub>uap</sub> = Tekanan uap (psia)
- s = Tinggi *suction head* (ft)
- h<sub>SL</sub> = Head pompa karena faktor friksi (ft)

Menentukan Head karena faktor friksi pada daerah titik 1 (daerah hisap)

Panjang Pipa Lurus (L) dibuat sebesar 46,59 m

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Buku *Design for Chemical and Petrochemical Plant* by Ludwig.E.E Vol 1 3rd Ed.,1999 Fig 2.21 page 87 yaitu

Perihal	Le (ft)	Jumlah	sigma Le (ft)	Sigma Le (m)
<i>Sudden Contraction</i>	0,8	1	0,8	0,24384
<i>Standard Elbow</i>	2,25	3	6,75	2,0574
<i>Globe Valve</i>	22	1	22	6,7056
<b>TOTAL</b>	<b>25,05</b>	<b>5</b>	<b>29,55</b>	<b>9,00684</b>

Maka :

$$L + \sum Le = 46,590 \text{ m} + 9,00684 \text{ m}$$

$$= 55,5968 \text{ m}$$

$$h_{f_{suction}} = f \times \frac{(L + \sum Le)}{ID} \times \frac{v^2}{2g}$$

$$h_{sL} = 0,02790 \times \frac{55,60 \text{ m}}{0,021 \text{ m}} \times \frac{(0,5660 \text{ m/s})^2}{2 \times 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$= 1,2106 \text{ m} = 3,97178 \text{ ft}$$

$$spgr = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}}$$

$$= \frac{933,954 \text{ kg/m}^3}{950,364 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,98$$

$$S (\text{Suction Head}) = 1,5 \text{ m} = 4,92126 \text{ ft}$$

**Menentukan tekanan uap fluida**

Komponen	yi	Pvi (mmHg)	Pv = yi . Pvi (mmHg)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	0,0202	1735,5927	35,0669
H <sub>2</sub> O	0,9798	911,0091	892,6025
Total	1,0000	2646,6017	927,6694

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1,2207 \text{ atm} = 17,9394 \text{ psia}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 1,22061 \text{ atm} = 17,9381 \text{ psia}$$

$$NPSH_A = 4,92126 \text{ ft} + \left[ (17,9394 - 17,9381) \text{ psia} \times \frac{2,31}{0,98} \right] - 3,97178$$

$$= 0,9525 \text{ ft}$$

$$= 0,29033 \text{ m}$$

**b. Net positive Suction Head yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)**

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 950 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} = 0,012 \text{ m}^3\text{/menit}$$

$$NPSH_R = \left( \frac{950}{1200} \right)^{4/5} \times 0,01^{2/3}$$

$$= 0,0428 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.



### 8. Brake Horse Power (BHP)

Penentuan Brake Horse Power (BHP) didapat dari Buku Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants pers 3.15 halaman 200 yaitu sebagai berikut

$$BPH = \frac{Q \cdot H \cdot Spgr}{3960 \eta}$$

Dimana :

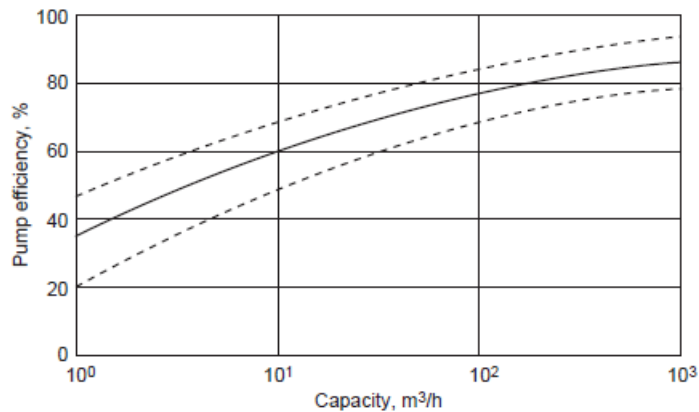
BPH : Brake Horse Power (Hp)

Q : Laju Alir Pompa (gall/menit)

$\eta$  : Effisiensi

spgr : *Specific Gravity*

Efisien Pompa diperoleh dari Fig. 10.63 Towler dan Sinnott Hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

$$Q = 0,70202 \text{ m}^3/\text{jam} = 3,09089 \text{ gall/menit}$$

$$H = 0,7675 \text{ m}$$

Dari grafik diperoleh efisiensinya adalah 34%

Maka:

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{3,09089 \text{ gall/menit} \times 0,7675 \text{ m} \times 0,98}{3960 \times 34\%} \\ &= 0,00173 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 9. Motor Standar

Efisiensi motor diperoleh dari Fig. 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus ed IV hal.521

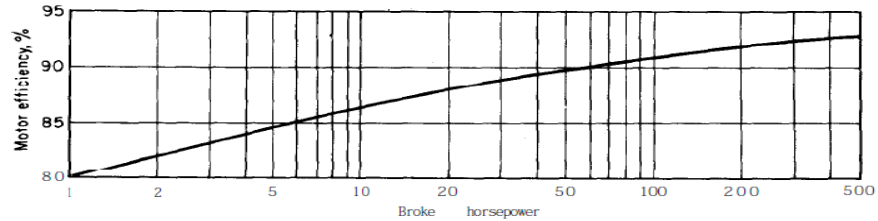


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\text{BHP} = 0,00173 \text{ Hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0,00173 \text{ Hp}}{80\%} \\ &= 0,00216 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig.E.E Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed., halaman 628 maka Daya motor standar adalah 0,5 Hp.

---

**KESIMPULAN POMPA (P-07)**

**Tugas** : Memompa komponen  $(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$ , dan  $\text{H}_2\text{O}$  sebanyak  
655,65174 kg/jam dari RB-02 ke CL-04

**Jenis** : *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS = 0,75 in  
Schedule Number = 40  
OD = 1,05 in  
ID = 0,82 in

**Spesifikasi Pompa :**

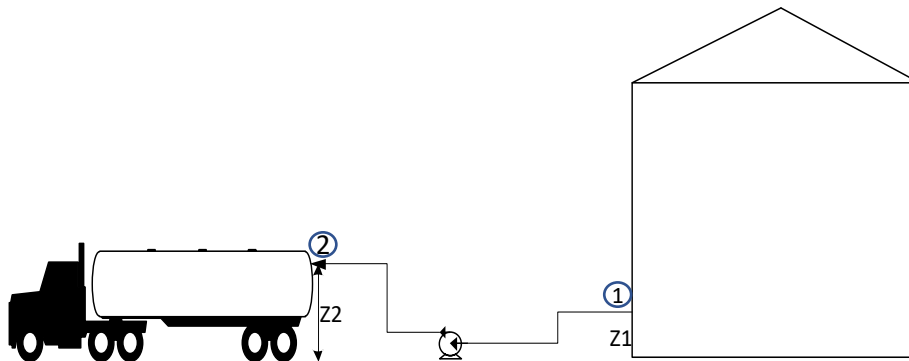
Laju Alir = 0,012 m<sup>3</sup>/menit  
Head pompa = 0,768 m  
Kecepatan Putar = 950 rpm  
Kecepatan Spesifik = 835,511 rpm  
NPSH<sub>A</sub> = 0,290 m  
NPSH<sub>R</sub> = 0,0428 m  
Daya Motor = 0,5 Hp

### Pompa Aseton (P-08)

Tugas : Mengalirkan produk Aseton ( $\text{CH}_3)_2\text{CO}$  dari tangki penyimpanan produk ke truk tangki unit penjualan.

Alat : *Centrifugal Pump*

Jumlah: 3 buah



Kondisi Operasi :

$$T = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$P = 1,09 \text{ atm}$$

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	1277,22073	0,992
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	10,6577	0,008
Total	1287,87843	1

#### Densitas Fase Cair

Dihitung dengan persamaan:

$$\rho = A \cdot B \cdot \left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n$$

Dengan hubungan :

$\rho$  : rapat massa fase cair [ g/mL ]

A, B, n, dan  $T_c$  : konstanta konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Data diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	n	$T_c$
$(\text{CH}_3)_2\text{CO}$	0,27728	2,58E-01	0,299	508,20
$(\text{CH}_3)_2\text{CHOH}$	0,26785	2,65E-01	0,243	508,28
$\text{H}_2\text{O}$	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

### Viskositas Fasa Cair

Persamaan yang digunakan:

$$\mu_i = 10^{\left(\frac{A+B}{T} + CT + DT^2\right)} 10^{-3}$$

Dimana:

$\mu$  = Viskositas (kg/ms)

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	-7,213E+00	9,031E+02	1,839E-02	-2,035E-05
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	-7,009E-01	8,415E+02	-8,607E-03	8,296E-06

### Tekanan uap murni

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	2,86E+01	-2,47E+03	-7,35E+00	2,80E-10	2,736E-06
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	3,82E+01	-3,55E+03	-1,00E+01	-3,47E-10	1,737E-06
H <sub>2</sub> O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,809E-06

Langkah Perhitungan :

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Menentukan Kapasitas Pompa
4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
5. Menghitung Head Pompa
6. Menghitung Kecepatan Spesifik
7. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
9. Menentukan Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai 105 gallon/menit (454,54 sampai 22.106 kg/jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada tangki penyimpanan

- Tinggi *Suction Head* = 1 m  
(dievaluasi pada saat cairan dalam tangki hampir kosong)
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk truk tangki produk (CH<sub>3</sub>)<sub>2</sub>CO

- Tinggi *Discharge Head* = 3,00 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

### 3. Menentukan Kapasitas Pompa

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	xi. $\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CO	1277,22073	0,9917	779,9321	773,4779
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	10,6577	0,0083	777,9102	6,4375
Total	1287,87843	1	1557,8423	779,9154

$$\text{Densitas } (\rho) = 779,9154 \text{ kg/m}^3 = 48,6880 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume truk tangki} = 32000 \text{ L} = 32 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu Pengisian Truk Tangki} = 45 \text{ menit}$$

Maka:

$$\text{Laju alir pompa (Q)} = \frac{\text{Volume Tangki}}{\text{Waktu Pengisian}}$$

$$= \frac{32,00 \text{ m}^3}{45 \text{ menit}} = 0,7111 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} = 42,7 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}}$$

$$= \frac{25,113 \text{ ft}^3}{\text{menit}} = 187,87 \frac{\text{gall}}{\text{menit}}$$

**4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum**

Ukuran Diameter Pipa Optimum didapat dari persamaan:

$$D_i, \text{opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, page 496})$$

- Diketahui,  $D_{i\text{opt}}$  : Diameter Pipa Optimum (in)
- $Q$  : Kecepatan Volume Fluida (ft<sup>3</sup>/s)
- $\rho$  : Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

$$D_{i\text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13}$$

$$= 3,9 \times 0,4185^{0,45} \times 48,688^{0,13}$$

$$= 4,3673 \text{ in}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
½	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
¾	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
⅝	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1¼	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1½	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¾	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2½	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	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
		80	13.25	138		3.665	54.6

- Normal Pipe Size, Nps = 4 in
- Schedule Number, Sch = 40
- Outside Diameter, OD = 4,50 in = 0,1143 m
- Inside Diameter, ID = 4,026 in = 0,1023 m

$$\text{Flow Area per pipe} = 12,7 \text{ in}^2 = 0,0076 \text{ m}^2$$

Kecepatan aliran dalam pipa :

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0119 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0076 \text{ m}^2} = 1,5547 \text{ m/s}$$

**Viskositas Cairan**

Komponen	Massa (kg/jam)	xi	$\mu_i$ (kg/m.s)	xi. $\mu_i$ (kg/ms)
(CH <sub>3</sub> ) <sub>2</sub> CHOH	1277,22073	0,9917	0,0003	0,0003
H <sub>2</sub> O	10,6577	0,0083	0,0017	0,0000
Total	1287,87843	1	0,0020	0,0003

$$\mu_l = 0,0003 \text{ kg/m.s}$$

$$= 0,0002 \text{ lb/ft.s}$$

**Reynold Number :**

$$\begin{aligned} Re &= \frac{\rho l \times v \times ID}{\mu l} \\ &= \frac{779,9 \times 1,5547 \times 0,1023}{0,0003} \\ &= 404391,073 \text{ (Turbulence)} \end{aligned}$$

**Bahan Konstruksi :**

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

(White, F.M. Fluid Mechanics , 2011, page 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
Brass	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	Smooth		Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Dipilih : Commercial Steel

$$\text{Kekasaran Pipa, } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,000046 \text{ m}$$



Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/ID = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,102260 \text{ m}} = 0,000447$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram *Moody* (White, F.M. *Fluid Mechanics*, page 370)

Dimana,  $\epsilon/ID = 0,000447$

$Re = 404391,073$

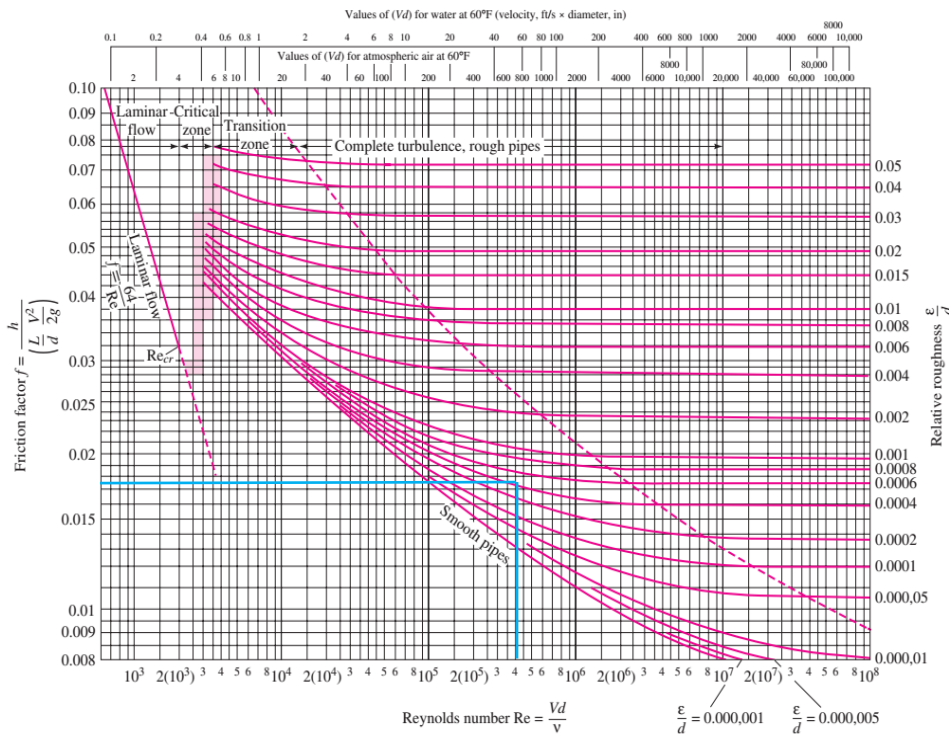


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,0175$

**Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)**

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Ludwig E. E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Vol 1 3rd Ed.,1999 Fig 2.21 page 87 yaitu sebagai berikut :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	11	1	11	3,4
<i>Sudden contraction</i>	3,75	1	3,75	1,1
<i>Gate valve, open</i>	65	2	130	39,6

<i>Swing check valve</i>	25	1	25	7,6
<i>Globe valve, open</i>	120	1	120	36,6
<i>Standart elbow</i>	11	4	44	13,4
Total ( $\Sigma Le$ )				101,7

Panjang pipa lurus (L) dirancang sepanjang = 10 m

$$\Sigma Le + L = 111,7 \text{ m}$$

$$= 366,56 \text{ ft}$$

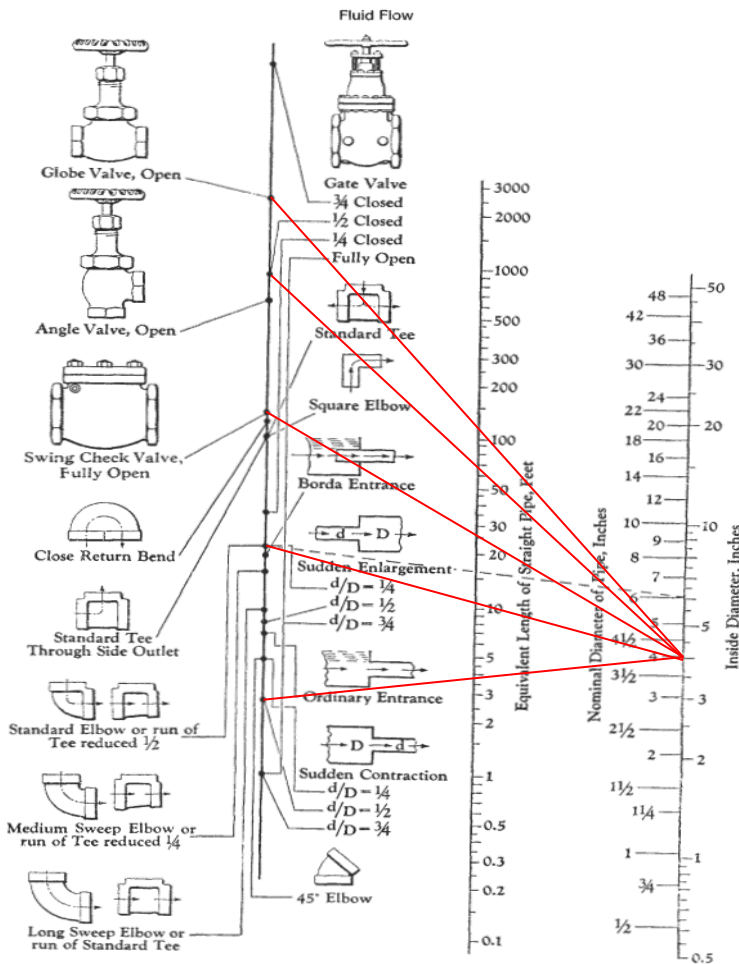


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., *Technical Paper #409*, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

##### a. Head Pompa karena faktor friksi (hf)

Head Pompa karena faktor friksi (hf) dapat dihitung dengan **Persamaan**

**Darcy-Weisbach** yaitu:

$$h_f = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

Dimana :

$h_f$  : *Head* karena faktor friksi

$f$  : Faktor friksi

$L$  : Panjang Pipa (m)

$ID$  : Diameter dalam pipa (m)

$V$  : Kecepatan linier fluida (m/s)

$g$  : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik. J. I *Pump Handbook* 3<sup>rd</sup> Ed., 2001 page 8.34)

$$h_f = 0,0175 \times \frac{111,7 \text{ m} \left( 1,5547 \text{ m/s} \right)^2}{0,1023 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_f = 2,356 \text{ m} = 7,7305 \text{ ft}$$

#### b. Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan **Persamaan Bernoulli**, yaitu :

$$H = h_f + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_1$$

(White. F. M *Fluid Mechanics* 5<sup>th</sup> Ed., page 763)

$P_1 = P_2$ , maka:

$$\begin{aligned} H &= 2,356 + \left( \frac{1,5547^2}{2 \cdot 9,807} + 3,00 \right) - \left( \frac{0^2}{2 \cdot 9,807} + 1 \right) \\ &= 2,356 + 3,1232 - 1 \\ &= 4,4795 \text{ m} = 14,697 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{n Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194})$$

Dengan hubungan :

$N_s$  = Kecepatan spesifik (rad)

$N$  = Kecepatan putar (rpm)

$Q$  = Kapasitas Pompa (gall/menit)

$H$  = Head Pompa (ft)

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar dipilih : 500 rpm

Faktor slip : 5 %

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 500 \text{ rpm} \times 0,95 \\ &= 475 \text{ rpm} = 49,717 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Stage = 1

Maka,

$$N_s = \frac{475 \text{ rpm} \times \left( 187,87 \text{ gall/min} \right)^{0,5}}{\left( 14,697 \text{ ft} \right)^{0,75}}$$

$$N_s = 867,379513 \text{ rpm}$$

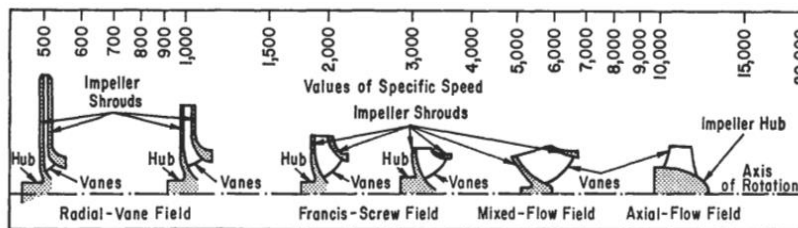


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan figure 3-47 *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, dengan  $N_s = 867,38 \text{ rpm}$ , maka dipakai jenis impeller *Radial-Vane Field*.

## 6. Menghitung Net positive Suction Head (NPSH)

### a. Net positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)

Penentuan Net Positive Suction Head (NPSH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* persamaan 5-10a halaman 326 yaitu:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left( \frac{10,2 \text{ m/bar}}{\text{spgr}} \right) - h_{SL}$$

$$S = \text{Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Spgr} = \text{Specific Gravity} = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}} = \frac{779,9154 \text{ kg/m}^3}{422,5516 \text{ kg/m}^3} = 1,8457$$

$$h_{SL} = \text{Friksi dari suction}$$

**Menentukan head friksi pada suction:**

$$f = \text{Friction Factor} = 0,0175$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 1,55471334 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,1023 \text{ m}$$

Panjang pipa lurus (L) = 4 m

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden contraction</i>	3,75	1	3,75	1,1
<i>Gate valve, open</i>	65	1	65	19,8
<i>Globe valve, open</i>	120	1	120	36,6
<i>Standart elbow</i>	11	2	22	6,7
Total ( $\Sigma Le$ )				64,2

$L + \Sigma Le =$  Panjang pipa total = 68,2 m

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{v^2}{2g}$$

$$h_{SL} = 0,0175 \times \frac{68,2 \text{ m} \left( 1,5547 \text{ m/s} \right)^2}{0,1023 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_{SL} = 1,439 \text{ m} = 4,7214 \text{ ft}$$

#### Menentukan tekanan uap fluida

Komponen	$y_i$	$P_{vi}$ (mmHg)	$P_v = y_i \cdot P_{vi}$ (mmHg)
$(CH_3)_2CO$	0,9917	281,8377	279,5054
$(CH_3)_2CHOH$	0,0083	60,8039	0,5032
Total	1	342,6416	280,0086

$P_a =$  Tekanan Operasi = 1,09 atm = 1,1044 bar

$P_{vp} =$  Tekanan Uap Murni = 0,3684 atm = 0,3733 bar

$$NPSH_A = 1 + \left( 1,1044 - 0,3733 \right) \times \frac{10,2}{1,846} - 1,439$$

$$= 3,6013 \text{ m}$$

#### b. Net positive Suction Head yang diperlukan ( $NPSH_R$ )

$NPSH$  yang diperlukan ( $NPSH_R$ ) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$N$  : Kecepatan putar (rpm) = 475 rpm

$Q$  : Kapasitas pompa ( $m^3$ /menit) = 0,7111  $m^3$ /menit

$$NPSH_R = \left( \frac{475}{1200} \right)^{4/5} \times 0,7111^{2/3}$$

$$= 0,3796 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

### 7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

Penentuan *Brake Horse Power* (BPH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* pers 5-24 halaman 336 yaitu sebagai berikut :

$$BPH = \frac{Q \cdot H \cdot Spgr}{3960 e}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Hp)

Q = Kapasitas pompa (gall/menit) = 187,867749 gall/menit

H = Head Pompa (ft) = 14,6965 ft

spgr = *Specific gravity* = 1,8457

e = Efisiensi

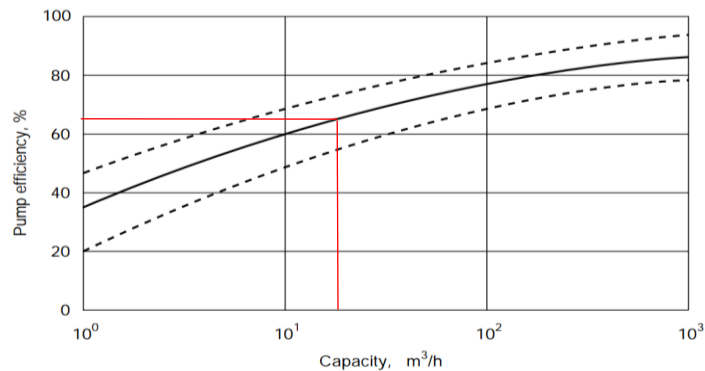


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 65 %

$$\begin{aligned} BHP &= \frac{187,8677 \times 14,6965 \times 1,8457}{3960 \times 0,65} \\ &= 1,9798 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### 8. Menentukan Motor Standar

Dari Buku *Plant Design and Economy for Chemical Engineering* ., 1991 by

Peter and Timmerhaus, Fig 14.38, page 521 didapat efisiensi motor pada

BHP = 1,98 Hp yaitu:

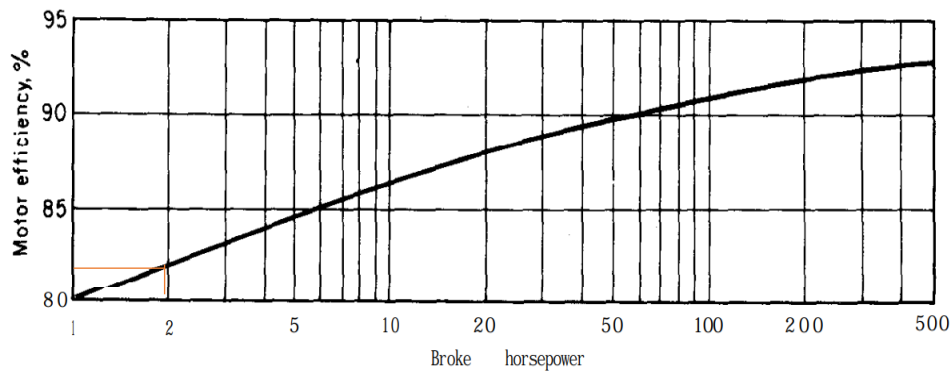


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi} &= 82 \% \\
 \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\
 &= \frac{1,98}{0,82} \\
 &= 2,4144 \text{ Hp}
 \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah 3 Hp

**KESIMPULAN POMPA (P-08)**

**Tugas** : Mengalirkan produk Aseton ( $\text{CH}_3)_2\text{CO}$  dari tangki penyimpanan produk ke truk tangki unit penjualan.

**Jenis** : *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS	=	4	in
Schedule Number	=	40	
OD	=	4,5	in
ID	=	4,026	in

**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir	=	0,7111	$\text{m}^3/\text{menit}$
Head pompa	=	4,479	m
Kecepatan Putar	=	475	rpm
Kecepatan Spesifik	=	867,38	rpm
$\text{NPSH}_A$	=	3,601	m
$\text{NPSH}_R$	=	0,3796	m
Daya Motor	=	3	Hp



### KEBUTUHAN AIR

Air merupakan kebutuhan pokok dalam pemenuhan kebutuhan proses produksi. Kebutuhan air digunakan sebagai air sanitasi & kantor, air pendingin, air layanan umum, dan air hydrant. Pabrik Aseton akan didirikan di daerah Cilegon, oleh karena itu kebutuhan air diperoleh dari Perusahaan Air Krakatau Tirta Industri (KTI) Cilegon. Berikut adalah rincian pemenuhan kebutuhan air Air yang digunakan meliputi :

1. Air Pendingin
2. Air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga

Spesifikasi air yang dibeli dari PT. Krakatau Tirta Industri adalah sebagai berikut :

- pH	=	6 - 9
- Konduktivitas	=	100 - 400 $\mu$ S
- TOC ( <i>Total Organic Carbon</i> )	=	1000 ppm
- TDS	=	88,4278 mg/L
- Kontaminan seng	=	0,0033 mg/L
- Kontaminan tembaga	=	0,0006 mg/L
- Keekerukan (Turbiditas)	=	2 NTU
- Kesadahan total	=	300 mg/L
- Silika	=	100 mg/L

#### Perhitungan Kebutuhan Air

##### 1. Air Pendingin

Cooler	(CL-02)	4880,84 Kg/jam
	(CL-03)	898,60 Kg/jam
Condensor Parsial	(CDP-01)	43286,15 Kg/jam
Condensor	(CD-01)	29049,88 Kg/jam
	(CD-02)	45364,40 Kg/jam
Cooler Utilitas	(CLU-01)	18444,49 Kg/jam
<b>Total</b>		<b>141924,36 Kg/jam</b>

Spesifikasi air pendingin adalah sebagai berikut :

- Keekeruhan (Turbiditas)	=	10 NTU (max)
- Konduktivitas	=	1000 $\mu$ S (max)
- pH	=	6 - 8
- TOC	=	1000 ppm (max)
- TDS	=	1000 mg/L (max)
- Silika	=	150 mg/L (max)
- CaCO <sub>3</sub>	=	300 mg/L (max)
- MgCO <sub>3</sub>	=	350 mg/L (max)

**2. Air hidrant**

Dari Sularso, hal 22 diketahui air hidrant sebanyak 130-260 liter/menit

Dirancang untuk dipakai selama 6 jam

$$\begin{aligned} \text{Air Hidran} &= 260 \frac{\text{liter}}{\text{menit}} \times 60 \frac{\text{menit}}{\text{jam}} \times 6 \text{ jam} \\ &= 93600 \text{ liter} = 93192,8 \text{ kg} \end{aligned}$$

$$\text{Waktu tinggal} = 30 \text{ hari} = 720 \text{ jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan air} &= \frac{93192,8 \text{ kg}}{720 \text{ jam}} \\ &= 129,435 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**3. Air kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga****a. Air untuk Kantor (sanitasi)**

Dari Tabel. 2.9 Sularso, hal. 21 diketahui :

Air untuk kantor sebanyak 100-120 liter/hari tiap orang.

Dirancang untuk memenuhi : 151 orang.

$$\text{Densitas air suhu ruang} = 995,65 \text{ Kg/m}^3 = 0,99565 \text{ Kg/L}$$

$$\begin{aligned} \text{Air untuk Kantor} &= 120 \times \frac{\text{Liter}}{\text{Hari} \cdot \text{Orang}} \times 180 \text{ Orang} \\ &= 21600 \text{ Liter/hari} \\ &= 900 \text{ Liter/jam} \\ &= 896,085 \text{ Kg/jam} \end{aligned}$$

**b. Kebutuhan Lain-Lain**

Laboratorium (10% dari Air Kantor)	89,6085 Kg/jam
Bengkel (10% dari Air Kantor)	89,6085 Kg/jam
Poliklinik (10% dari Air Kantor)	89,6085 Kg/jam
Masjid (10% dari Air Kantor)	89,6085 Kg/jam
Kantin (10% dari Air Kantor)	89,6085 Kg/jam
<b>Total</b>	<b>448,0425 Kg/jam</b>

**3. Menghitung Kebutuhan Air Make-Up****Unit Cooling Tower**

Air yang hilang disebabkan oleh 3 hal, dari perhitungan cooling tower diperoleh:

Evaporation loss (We)	3550,8511 Kg/jam
Drift loss (Wd)	28,3849 Kg/jam
Blowdown discharge	859,3279 Kg/jam
<b>Total Air Make Up</b>	<b>4438,5639 Kg/jam</b>

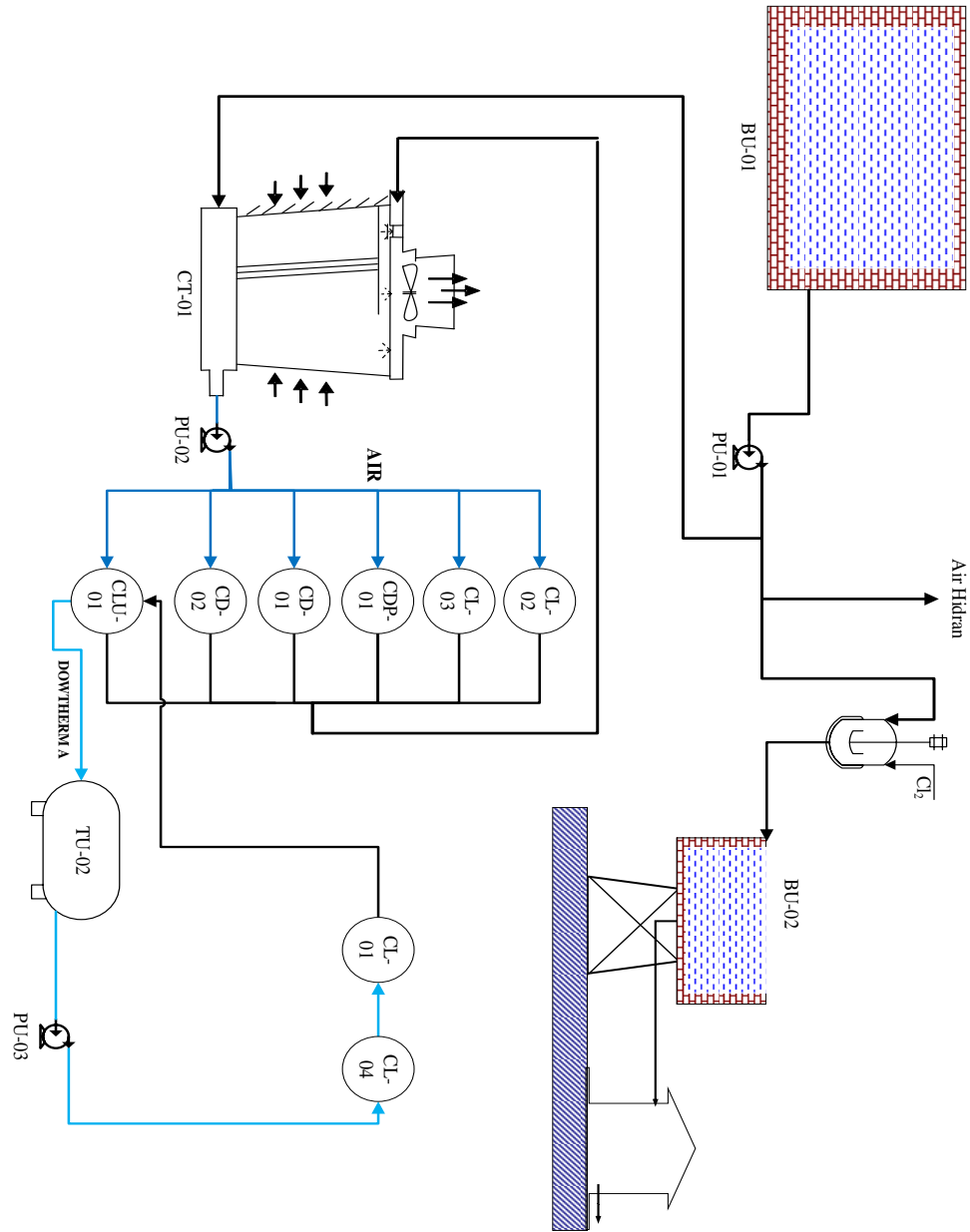
**4. Kebutuhan Air Total**

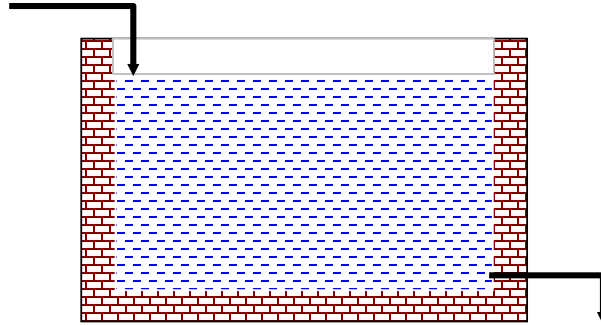
Air Hidran	129,43 Kg/jam
Air Kebutuhan Kantor dan Rumah Tangga	1344,13 Kg/jam
<u>Air Make-Up Cooling Tower</u>	<u>4438,56 Kg/jam</u>
<b>Total</b>	<b>5912,13 Kg/jam</b>

**5. Uraian Proses Utilitas Air**

Air bersih dari PT. Krakatau Tirta Industri dialirkan ke BU-01 melalui pemipaan untuk ditampung. Air dari BU-01 di alirkan ke BU-02 untuk ditampung dan didistribusikan untuk kebutuhan sanitasi kantor dan rumah tangga. Air dari TU-01 juga dialirkan sebagai hidran serta dialirkan ke bak CT-01 untuk digunakan sebagai media pendingin pada CD-01, CD-02, CL-02, CL-03 dan CDP-01. Setelah melalui proses pendinginan, air dialirkan ke CT-01 untuk didinginkan kembali. Air make-up juga dialirkan ke bak CT-01 untuk mengganti air yang menguap selama pendinginan di CT-01 dan untuk mengganti air blowdown CT-01.

DIAGRAM UTILITAS AIR



**BAK AIR BERSIH (BU-01)**

Tugas : Menampung air bersih dari unit pembelian (dari PT Krakatau Tirta Industri)

Jenis : Bak persegi panjang

**Data :**

Suhu operasi	=	30 °C
Tekanan	=	1 Atm
Kecepatan massa	=	1473,562 Kg/Jam
Kecepatan volume	=	1,4406 m <sup>3</sup> /Jam
Densitas	=	1022,88 Kg/m <sup>3</sup>
Waktu tinggal	=	8 Jam

**Langkah Perhitungan :****1. Volume Air**

$$\begin{aligned}
 V_L &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\
 &= 1,4406 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} \\
 &= 11,5249 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**2. Volume Bak Penampung**

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\
 V_B &= 11,525 \text{ m}^3 \times 120\% \\
 &= 13,830 \text{ m}^3 \\
 &= 13,830 \text{ m}^3 \times \frac{8,39 \text{ bbl}}{1 \text{ m}^3} \\
 &= 115,977 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

**3. Ukuran Bak Penampung**

Dirancang kedalaman bak,  $H = 4$  m

Rasio panjang : lebar = 2 : 1

Maka,  $P = 2L$

$$V = P \times L \times T$$

$$V = 2L \times L \times 4$$

$$V = 8L^2$$

Maka :

$$L = \left( \frac{V}{8} \right)^{1/2}$$
$$= \left( \frac{13,8298}{8} \right)^{1/2}$$
$$= 1,3148 \text{ m}$$

$$P = 2 \times L$$

$$= 2,6296 \text{ m}$$

**4. Bahan Konstruksi**

Bahan konstruksi bak penampung air dari unit pembelian dipilih berupa beton bertulang

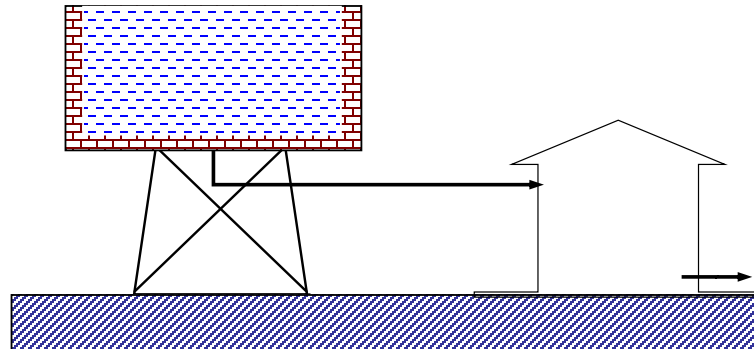
**Ringkasan Bak Air Bersih**

Panjang = 3,9444 m

Lebar = 1,3148 m

Kedalaman = 4 m

### BAK AIR KEBUTUHAN KANTOR DAN RUMAH TANGGA (BU-02)



Tugas : Menampung air untuk kebutuhan kantor dan rumah tangga

Jenis : Bak persegi panjang

**Data :**

Suhu operasi	=	30 °C
Tekanan	=	1 Atm
Kecepatan massa	=	1344,128 Kg/Jam
Kecepatan volum	=	1,3141 m <sup>3</sup> /Jam
Densitas	=	1022,88 Kg/m <sup>3</sup>
Waktu tinggal	=	8 Jam

**Langkah Perhitungan :**

**1. Volume Air**

$$\begin{aligned}
 V_L &= \text{Kecepatan Volume} \times \text{Waktu Tinggal} \\
 &= 1,3141 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} \\
 &= 10,5125 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**2. Volume Bak Penampung**

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang angka keamanan} &= 20\% \\
 V_B &= 10,513 \text{ m}^3 \times 120\% \\
 &= 12,6151 \text{ m}^3 \\
 &= 12,6151 \text{ m}^3 \times \frac{8,39 \text{ bbl}}{1 \text{ m}^3} \\
 &= 105,7898 \text{ bbl}
 \end{aligned}$$

### 3. Ukuran Bak Penampung

Dirancang kedalaman = 4 m

Rasio panjang : lebar = 2 : 1

Maka,  $P = 2L$

$$V = P \times L \times T$$

$$V = 2L \times L \times 4$$

$$V = 8L^2$$

Maka :

$$\begin{aligned} L &= \left( \frac{V}{8} \right)^{1/2} \\ &= \left( \frac{12,6151}{8} \right)^{1/2} \\ &= 1,2557 \text{ m} \end{aligned}$$

$$P = 2 \times L$$

$$= 2,5114 \text{ m}$$

### 4. Bahan Konstruksi

Bahan konstruksi bak air kebutuhan kantor dan rumah tangga dipilih berupa beton bertulang

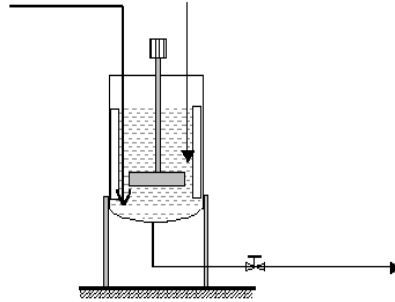
#### Ringkasan Bak Air Bersih

Panjang = 3,7672 m

Lebar = 1,2557 m

Kedalaman = 4 m



**TANGKI KLORINASI (TU-01)**

Tugas : Tempat klorinasi air untuk membunuh bakteri-bakteri sehingga air dapat digunakan sebagai air sanitasi dan kebutuhan kantor dan rumah tangga.

Jenis alat : Tangki silinder tegak

Data :

Suhu (T)	=	30	°C =	303	K
Tekanan (P)	=	1	atm		
Densitas	=	1022,875	kg/m <sup>3</sup>		
Waktu tinggal	=	8	jam		
Kecepatan massa air	=	1344,13	kg/jam		

**1. Volume air dalam tangki**

$$\begin{aligned}
 V_L &= \frac{\text{Kecepatan Massa Air}}{\text{Densitas Air}} \\
 &= \frac{1344,13 \text{ kg/jam}}{1022,875267 \text{ kg/m}^3} \\
 &= 1,3141 \text{ m}^3/\text{jam} = 1314,07 \text{ liter/jam}
 \end{aligned}$$

**2. Kebutuhan Cl<sub>2</sub>**

$$\begin{aligned}
 \text{Kebutuhan} &= 0,5 \text{ ppm dalam umpan air} \\
 \text{Cl}_2 \text{ yang diperluka} &= 0,5 \frac{\text{mg}}{\text{liter}} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000000 \text{ mg}} \times 1314,07 \text{ liter/jam} \\
 &= 0,0007 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

**3. Massa air**

Larutan Cl<sub>2</sub> dibuat dengan kadar 5%

$$\begin{aligned} \text{Massa Air} &= \frac{95\%}{5\%} \times 0,0007 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0125 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**4. Kapasitas untuk waktu tinggal**

$$\begin{aligned} W &= \text{kecepatan volumetrik} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 1,314 \text{ m}^3/\text{jam} \times 8 \text{ jam} \\ &= 10,5125 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**5. Volume Tangki**

Dirancang dengan angka keamana = 20 %

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times 10,5125 \text{ m}^3 \\ &= 12,615 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**6. Ukuran tangki**

Dirancang tangki dengan perbandingan D : H = 1 : 2

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

$$V_t = \frac{\pi D^2 2D}{4}$$

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

$$D = \sqrt[3]{\frac{2 \times 756,903 \text{ m}^3}{\pi}}$$

$$D = 2,003 \text{ m} = 78,8417 \text{ in}$$

$$H = 4,005 \text{ m} = 157,6834 \text{ in}$$

**Menentukan tebal dinding**

Bahan konstruksi yang digunakan *Carbon steel SA-283 grade C* (Brownell and Young hal 342)

f = allowable stress	=	12650	psi	(appendix D, Brownell & Young)
E = efisiensi sambungan	=	0,8		(tabel 13.2 hal: 254, Brownell )
c = korosi	=	0,125	in	(Peters & Timmerhaus)
Faktor keamanan	=	10	%	
Tekanan perancangan (P)	=	110 % x 14,7	psi	
	=	16,17	psi	

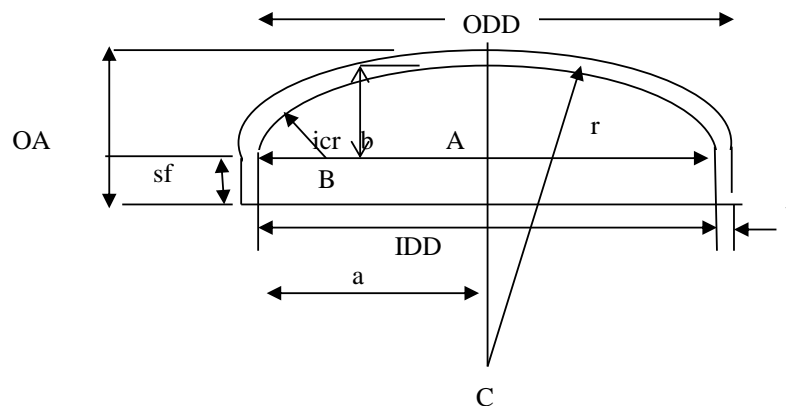
Tebal shell dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_s = \frac{p \times r}{f \times E - 0,6 \times p} + C$$

$$t_s = \frac{16,17 \times 39,42085}{12650 \times 0,8 - 0,6 \times 16,17} + 0,125$$

$$t_s = 0,188048 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal shell standar  $\frac{3}{8}$  in (Brownell & Young hal: 88)

**Menentukan head**

Keterangan:

icr	: Inside-corner radius	OD	: Outside diameter
sf	: Straight flange	b	: Depth of dish (inside)
r	: Radius of dish	a	: Inside radius
IDs	: diameter dalam shell = 2,003 m = 78,8417 in		

$$a : \frac{Ids}{2} = \frac{78,8417}{2} = 39,42085 \text{ in}$$

Menentukan tebal *head* dengan menggunakan persamaan 13.12 Brownell, L. E, 1959  
 Jenis bahan konstruksi yang digunakan adalah jenis stainless steel SA 167 type 316  
 (Brownell & Young, hal: 342)

$$f = \text{allowable stress} = 12650 \text{ psi} \quad (\text{appendix D, Brownell \& Young})$$

$$E = \text{efisiensi sambungan} = 0,8 \quad (\text{tabel 13.2 hal: 254, Brownell})$$

$$c = \text{korosi} = 0,125 \text{ in} \quad (\text{Peters \& Timmerhaus})$$

$$\text{Faktor keamanan} = 10 \%$$

$$\begin{aligned} \text{Tekanan perancangan (P)} &= 110\% \times 14,7 \text{ psi} \\ &= 16,17 \text{ psi} \end{aligned}$$

Tebal head dihitung dengan persamaan 13.12 Brownell & Young hal : 258

$$t_{\text{head}} = \frac{0,885 \times p \times r}{f \times E - 0,1 \times p} + C$$

$$\text{thead} = \frac{0,885 \times 16,17 \times 39,42085}{12650 \times 0,8 - 0,1 \times 16,17} + 0,125$$

$$\text{thead} = 0,180753 \text{ in}$$

sehingga digunakan tebal head standar  $3/8$  in (Brownell & Young hal: 88)

### Menentukan tinggi head

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2.t_h \\ &= 79,5917 \text{ in} \end{aligned}$$

Dari Tabel 5.7 Brownell and Young hal 90 digunakan:

$$\text{OD} = 72 \text{ in} \quad r = 72 \text{ in}$$

$$\text{icr} = 4 \frac{3}{8} \text{ in} \quad t = \frac{3}{8} \text{ in}$$

$$\text{ID} = (\text{OD} - 2.t) = 71,25 \text{ in}$$

$$a = 0,5 D = 35,625 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} \text{AB} &= a - \text{icr} \\ &= 35,625 - 4,375 \\ &= 31,25 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 BC &= r - icr \\
 &= 72 - 4,375 \\
 &= 67,625 \text{ in} \\
 b &= r - (BC^2 - AB^2)^{0,5} \\
 &= 12,0285 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dari tabel 5.6 Brownell and Young hal 88, untuk tebal head 3/8 in diperoleh sf berkisar 1 1/2 - 3 in

Dipilih  $sf = 2 \text{ in}$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi head} &= th + b + sf \\
 &= 0,1875 + 12,0285 + 2 \\
 &= 14,2160 \text{ in} \\
 &= 0,3611 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 T_{\text{total}} &= H + 2.\text{tinggi head} \\
 &= 4,0052 + 0,7222 \\
 &= 4,7273 \text{ m}
 \end{aligned}$$

### Menentukan pengaduk

Jenis : Marine Propeller dengan 3 blade

Data :

- a. Viskositas : 0,975 cP = 0,00098 kg/m.s  
 b. Densitas : ##### lb/ft<sup>3</sup> = 63,8561 kg/m<sup>3</sup>  
 c. Putaran pengaduk (N) : 29,19 rpm = 0,4865 rps

Diameter *impeller* :

$$\begin{aligned}
 D_i &= 1/3 \cdot D_T && (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243}) \\
 &= 26,5306 \text{ in} \\
 &= 0,6739 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Lebar *blade* :

$$\begin{aligned}
 W_i &= 1/3 D_i && (\text{Mc.Cabe 1993,hal 243}) \\
 &= 1/3 \times 0,6739 \\
 &= 0,2246 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jarak pengaduk dari dasar tangki pelarut (E)

$$\begin{aligned} E &= 1/3 Dt \\ &= 1/3 \times 96 \\ &= 32 \text{ in} = 2,6667 \text{ ft} \end{aligned}$$

**Bilangan Reynold :**

$$\begin{aligned} R_e &= \frac{\rho N D_i^2}{\mu} \\ &= \frac{1023,130 \times 0,4865 \times 0,4541}{0,00098} \\ &= 231829,9652 \end{aligned}$$

**Menentukan Tenaga Pengadukan**

Dihitung dengan persamaan :

$$Po = N_p \rho l N^3 Di^5$$

Dengan hubungan :

Di = Diameter pengaduk

N = kecepatan putar

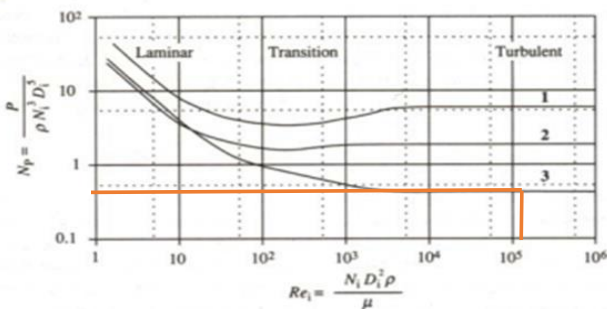
Np = Bilangan daya

Po = Daya penggerak

$\rho l$  = Rapat massa fluida yang diaduk

Bilangan Daya  $N_p$  (Power Number) diperoleh dari fig. 10.6 Wallas, "Cemical

Process Equipment", halaman 292.



Dipilih jenis pengaduk *Marine Propeller* dengan jumlah baffle 3 buah dari fig 10.6 diatas dipilih curve 3 sehingga diperoleh  $N_p = 0,7$

$$\begin{aligned} P_o &= 0,7 \times 63,8561 \times 0,1151 \times 52,8234 \\ &= 271,8787 \text{ ft lbf/s} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550} \\ &= 0,494 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Diperoleh Effisiensi motor 80 % (Table 3.1. Towler and Sinnott,hlm.111)

$$\begin{aligned} \text{Tenaga motor untuk pengaduk} &= \frac{P_o}{\text{Effisiensi}} = \frac{0,494}{80\%} \\ &= 0,6 \text{ Hp} \end{aligned}$$

### Motor standar

Diperoleh dari Ludwig, E.E.,” *Applied Process Design For Chemical and Petrochemical Plants*”, GulfPublishing, Co. Houston ,Texas, (2001),edisi 3, halaman 628.

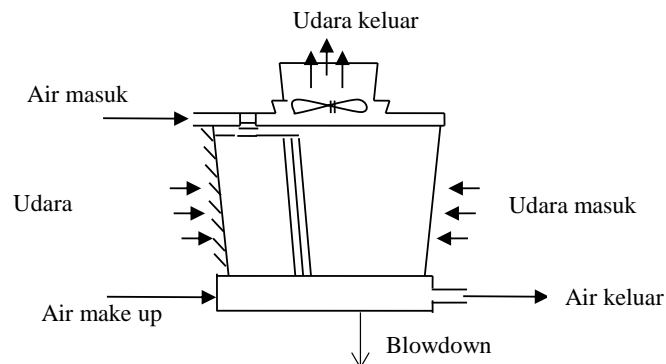
*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1 \frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7 \frac{1}{2}$ , 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.

Maka motor standar yang digunakan adalah motor induksi dengan da  $1 \frac{1}{2}$  HP

### Cooling Tower (CT-01)



Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali

Jenis : *Mechanical induced draft counterflow cooling tower*

Data Operasi :

Kecepatan Air Masuk (L1)	=	141978,78	kg/jam
Suhu air masuk (T1)	=	47,55	<sup>0</sup> C = 320,70 K
Tekanan	=	1	atm
Suhu air keluar (T2)	=	30	<sup>0</sup> C = 303,15 K
Kapasitas panas air (Cpa)	=	73,3247	kJ/kg.K
Densitas air	=	1,015	g/mL = 1014,78 kg/m <sup>3</sup>

Data udara lingkungan:

Suhu udara, T <sub>gin</sub>	=	30	<sup>0</sup> C = 303,15 K
Kelembaban relatif, RH	=	60%	
Kapasitas panas udara	=	1,005	kJ/kg.K
Kapasitas panas uap air	=	1,884	kJ/kg.K
Entalpi penguapan, H <sub>vap</sub>	=	2302	kJ/kg dry air

(Table 7.1 Treybal, R, E., 1981, "Mass Transfer Operations", 3rd Ed.)

**Langkah perhitungan :**

- 1. Menentukan Kadar Uap Air dalam Udara**
- 2. Menentukan Kebutuhan Udara**
- 3. Ukuran Menara Pendingin**
- 4. Daya Penggerak Fan**



**1. Menentukan Kadar Uap Air dalam Udara**

Diperoleh dari *Figure 7.5 (a) psychrometric chart for air-water vapor*

(R.E.Treyball., "Mass Transfer Operations", 3rd ed., McGraw-Hill, New York, 1981)

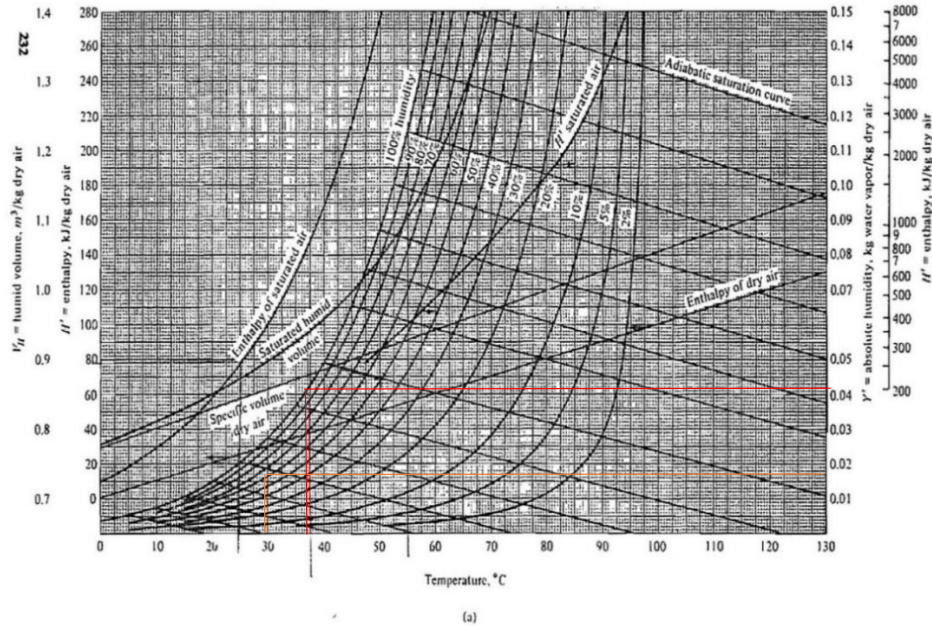


Figure 7.5 (a) Psychrometric chart for air-water vapor, 1 std atm abs, in SI units.

Suhu = 30 °C  
 Kelembaban relatif = 60%  
 Diperoleh, Y' = 0,017

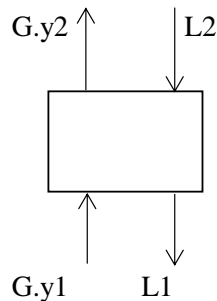
**2. Menentukan Kebutuhan Udara**

Diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas.

Dirancang:

Suhu udara maksimum = 38 °C = 311,15 K  
 Kelembapan relatif = 98%  
 Rasio uap air/massa udara = 0,042 kg/kg dry air (dari humidity chart)

**Neraca Massa :**



Kecepatan massa masuk - kecepatan massa keluar = akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$L2 + G.y1 - L1 - G.y2 = 0$$

$$G(y1 - y2) + L2 = L1$$

**Neraca panas :**

$$Q_{G1} - Q_{L1} - Q_{G2} + Q_{L2} = 0$$

Data dari Table 7-1, Treyball R.E, "Mass Transfer Operation", 3th Edition, p.234

$$Cp \text{ H}_2\text{O}_{(g)} = 1,884 \text{ kJ/kg.K}$$

$$Cp \text{ udara} = 1,005 \text{ kJ/kg.K}$$

$$Cp \text{ H}_2\text{O}_{(l)} = 4,191 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\lambda = 2302 \text{ kJ/kg}$$

a. Panas yang dibawa udara masuk ( $Q_{G1}$ )

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{G1} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{G2} = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,15 \text{ K}$$

$$y1 = 0,017 \text{ kg air/kg udara}$$

$$\lambda = 2302 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} G.Cp \text{ udara}.(T_{G1} - T_{ref}) &= G \times 1,005 \times 5 \\ &= 5,025 \text{ G} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G.Cp \text{ H}_2\text{O}_{(g)}.(T_{G2} - T_{ref}) &= G \times 1,884 \times 13 \\ &= 24,49 \text{ G} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G. \lambda. y1 &= G \times 2302 \times 0,017 \\ &= 39,134 \text{ G} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{G1} &= 5,025 \text{ G} + 24,49 \text{ G} + 39,134 \text{ G} \\ &= 68,651 \text{ G} \end{aligned}$$

b. Panas yang dibawa udara keluar ( $Q_{G2}$ )

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$T_{G2} = 38 \text{ } ^\circ\text{C} = 311,15 \text{ K}$$

$$y2 = 0,042 \text{ kg air/kg udara}$$

$$\lambda = 2502,3 \text{ kJ/kg}$$

$$\begin{aligned} G.(Cp \text{ udara} + Cp \text{ H}_2\text{O}_{(g)}) (T_{G2} - T_{ref}) &= G \times 2,889 \times 13 \\ &= 37,557 \text{ G} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} G. \lambda. y2 &= G \times 2502,3 \times 0,042 \\ &= 105,0966 \text{ G} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q_{G2} &= 37,557 \text{ G} + 105,0966 \text{ G} \\ &= 142,6536 \text{ G kJ/jam} \end{aligned}$$

c. Panas yang dibawa oleh air masuk ( $Q_{L2}$ )

$$T_{L2} = 47,55 \text{ } ^\circ\text{C} = 320,6961 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$L2 = 141978,78 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{L2} &= L2 \cdot C_p \text{H}_2\text{O}_{(l)} \cdot (T_{L2} - T_{ref}) \\
 &= 141978,78 \times 4,191 \times 22,55 \\
 &= 13415648,17 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

d. Panas yang dibawa oleh air keluar

$$T_{L1} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 25 \text{ } ^\circ\text{C} = 298,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{L1} &= L1 \cdot C_p \text{H}_2\text{O}_{(l)} \cdot (T_{L1} - T_{ref}) \\
 &= L1 \times 4,191 \times 5 \\
 &= 20,96 L1 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

e. Neraca panas di cooling tower

$$\begin{aligned}
 (Q2-Q1) G + Q_{out.L1} &= Q_{lin} \\
 [142,654 - 68,651] G + 20,96 L1 &= 13415648,17 \\
 74,0026 G + 20,96 L1 &= 13415648,17 \quad \dots\dots\dots(1) \\
 G (y1 - y2) + L1 &= L2 \\
 G \cdot 0,025 + L1 &= 141978,7842 \quad \dots\dots\dots(2)
 \end{aligned}$$

Mencari G dan L1 dengan cara eliminasi dan substitusi persamaan (1) dan (2)

$$\begin{aligned}
 74,0026 G + 20,96 L1 &= 13415648,17 \quad (\times 1) \\
 0,025 G + L1 &= 141978,7842 \quad (\times 20,96)
 \end{aligned}$$

$$\begin{array}{r}
 74,0026 G + 20,96 L1 = 13415648,17 \\
 0,5239 G + 20,96 L1 = 2975165,422 \quad - \\
 \hline
 73,4787 G \qquad \qquad \qquad = 10440482,75
 \end{array}$$

$$G = 142088,5127 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Maka, didapat: } L1 = 138426,5714 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Air yang menguap} &= L2 - L1 \\
 &= 3552,2128 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah air yang disirkulasi, } W_c &= 141978,78 \text{ kg/jam} \\
 &= 139,9112 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

### 3. Kebutuhan Air Make Up

a. Evaporated Loss

$$\begin{aligned}
 W_e &= \text{massa air menguap} \\
 &= 3552,2128 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

b. Drift Loss

Untuk *mechanical induce draft cooling tower* diambil drift loss sebesar 0,02% dari air yang disirkulasi, maka:

$$\begin{aligned}
 \text{drift loss} &= 0,02\% \\
 W_d &= 0,02\% \times W_c \\
 &= 0,02\% \times 141978,78 \text{ kg/jam} \\
 &= 28,3958 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

c. Kebutuhan Air *Blowdown*

*Cycles of Concentration* (COC) berkisar 1 sampai 5

Diambil COC sebesar = 5

$$W_b = \frac{W_e - (\text{Cycles} - 1) W_d}{\text{Cycles} - 1} \quad (\text{Perry's, pers 12-14c})$$

$$= \frac{3552,21 \text{ kg/jam} - [5 - 1] \times 28,3958 \text{ kg/jam}}{5 - 1}$$

$$= 859,657 \text{ kg/jam}$$

## d. Kebutuhan Air Make Up

$$W_m = W_e + W_d + W_b$$

$$= 3552,21 + 28,3958 + 859,657$$

$$= 4440,266 \text{ kg/jam}$$

## 4. Ukuran Cooling Tower

## a. Luas Penampang

Dihitung berdasarkan flux volume air (Perry, 8th edition, p. 12-19)

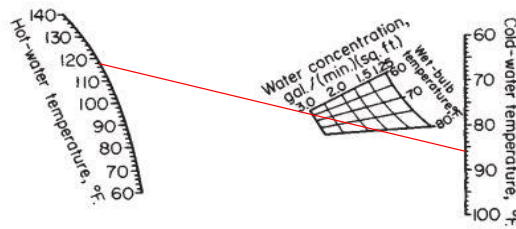


FIG. 12-14 Sizing chart for a counterflow induced-draft cooling tower, for induced-draft towers with (1) an upspray distributing system with 24 ft of fill or (2) a flume-type distributing system and 32 ft of fill. The chart will give approximations for towers of any height. (Ecodyne Corp.)

$$\text{Tair masuk} = 47,55 \text{ } ^\circ\text{C} = 117,5829 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Tair keluar} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 86 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Flux volume} = 3,00 \text{ gallon /menit.ft}^2 = 7,3335 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ jam}$$

$$W_c = 141978,8 \text{ kg/jam}$$

$$= 139,91 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 616,02 \text{ gpm}$$

$$\text{Luas Penampang, A} = \frac{W_c}{\text{flux}}$$

$$= \frac{139,91 \text{ m}^3/\text{jam}}{7,3335 \text{ m}^3/\text{m}^2 \text{ jam}} = 19,0785 \text{ m}^2$$

$$\text{Diameter Cooling Tower} = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}} = 4,929 \text{ m}$$

Dirancang panjang (P) = lebar (L)

Tinggi cooling tower berkisar 7,6 – 9,1 m. (Perry's Chemical Engineer's Handbook 8th Ed., 2008, p. 12-19)

Dipilih tinggi = 8 m

## b. Bahan isian

Bahan isian dipakai plastic *raching ring* 2 in dengan Kxa (Karakteristik bahan isian) = 351 (kern, hal. 600)

Menghitung *Number of Diffusion Unit* (nd)

$$nd = \frac{Ka \cdot V}{L} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dt}{H' - H}$$

Dimana :

H' = enthalpy udara jenuh pada suhu cair ( tabel 17.2, Kern)

H = enthalpy udara pada suhu air

$$H_2 = H_1 + \frac{L}{G} \cdot (T_2 - T_1)$$

$$\frac{L}{G} = \frac{138426,5714}{142088,5127} = 0,9742$$

H<sub>1</sub> = enthalpy udara jenuh pada suhu wet bulb (86 F)

H<sub>1</sub> = 31 BTU/lb udara

$$H_2 = 31 + 0,9742 [117,5829 - 86]$$

$$= 61,77 \text{ BTU/lb udara}$$

Persamaan di atas dapat diselesaikan secara pendekatan dengan *Log Mean Enthalpy Difference* sebagai berikut:

$$\text{Log mean}(H' - H) = \frac{(H'_2 - H_2) - (H'_1 - H_1)}{\ln \left( \frac{H'_2 - H_2}{H'_1 - H_1} \right)}$$

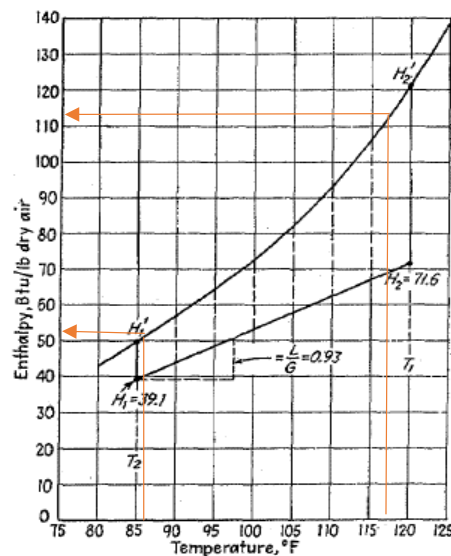


FIG. 17.12. Solution of Example 17.2.

Dari fig 17.12, Kern, p-603, didapat :

H'<sub>1</sub> = 50 Btu/lb udara kering

H'<sub>2</sub> = 113 Btu/lb udara kering

$$\log \text{ mean } (H'-H) = \frac{[113 - 61,77] - [50 - 31]}{\ln \frac{[113 - 61,77]}{[50 - 31]}} = 32,49$$

Sehingga :

$$nd = \frac{Ka \cdot V}{L} = \int_{T_1}^{T_2} \frac{dt}{H' - H} = \frac{[117,5829 - 86]F}{32,49} = 0,972$$

Liquid loading (L) = 3000 lb/jam ft<sup>2</sup> (kern hal 600)

Menghitung tinggi bahan isian:

$$\begin{aligned} Z &= \frac{nd \cdot L}{Kxa} = \frac{0,972 \times 3000 \text{ lb/jamft}^2}{351 \text{ lb/jamft}^3} \\ &= 8,31 \text{ ft} \\ &= 2,53 \text{ m} \end{aligned}$$

c. Bak Basin

Cooling tower (CT) dilengkapi dengan tangki penampung cooling tower yang berfungsi untuk menampung air pada CT yang akan diumpankan ke cooler.

Dibuat bak pengendap yang berbentuk empat persegi sama sisi

Waktu tinggal = 10 menit

$$\begin{aligned} \text{Volume air dalam bak} &= \frac{141978,78 \text{ kg/jam}}{1014,78 \text{ kg/m}^3} \\ &= 139,91 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air yang} &= 139,91 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 10 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ \text{harus ditampung} &= 23,32 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Over design 20%

$$\text{Volume bak} = 120 \% \times 23,32 \text{ m}^3 = 27,98 \text{ m}^3$$

Dimensi bak :

$$P = L$$

$$T = 0,8 P$$

$$V_{\text{basin}} = P \times L \times T$$

$$27,98 = L \times L \times 0,8 L$$

$$L = 3,270 \text{ m}$$

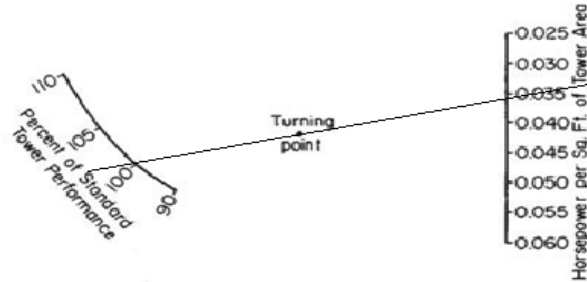
$$P = 3,270 \text{ m}$$

$$T = 2,616 \text{ m}$$

### 5. Daya Penggerak Fan

Daya penggerak yang digunakan berdasarkan fig. 12-15 Perry, R.H., p. 12-17 pada 100% performance.

$$W = 0,035 \text{ Hp/ft}^2$$



$$\begin{aligned} \text{Power} &= Wc/\text{Flux Volume} \times W \\ &= 205,3 \text{ ft}^2 \times 0,035 \text{ Hp/ft}^2 \\ &= 7,2 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

$$\text{Dipilih motor standar} = 7,5 \text{ Hp}$$

**KESIMPULAN COOLING TOWER (CT-01)**

Tugas : Mendinginkan kembali air pendingin yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali  
Jenis : *Mechanical induced draft counterflow cooling tower*

Luas penampang = 19,0785 m<sup>2</sup>  
Kebutuhan air make up = 4440,266 kg/jam

**Ukuran Cooling tower**

Diameter = 4,93 m  
Tinggi = 8 m  
Daya penggerak fan = 0,035 Hp/ft<sup>2</sup>  
Motor standar = 7,5 Hp  
Jumlah = 1 unit

**Ukuran Bak Basin**

Panjang = 3,270 m  
Lebar = 3,270 m  
Tinggi = 2,616 m



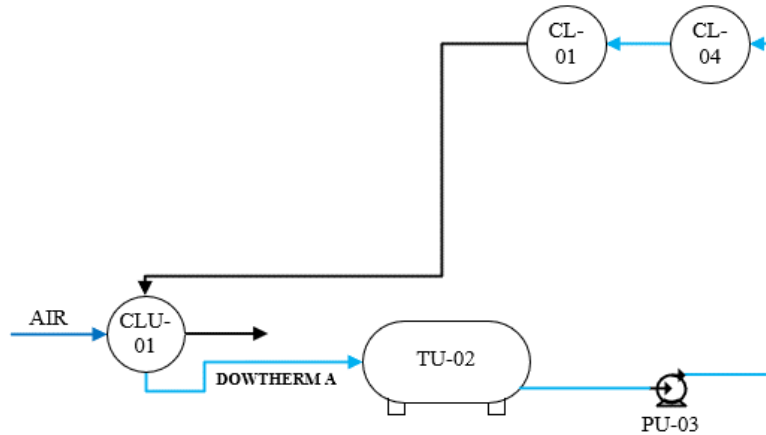
### KEBUTUHAN DOWTHERM A

Dowtherm A yang digunakan meliputi :

#### 1. Dowtherm Pendingin

Dowtherm A pendingin digunakan pada cooler 4 (CL-04) kemudian disirkulasikan sebagai pendingin pada cooler 1 (CL-01).

Cooler	11500	Kg/jam
Total	11500	Kg/jam

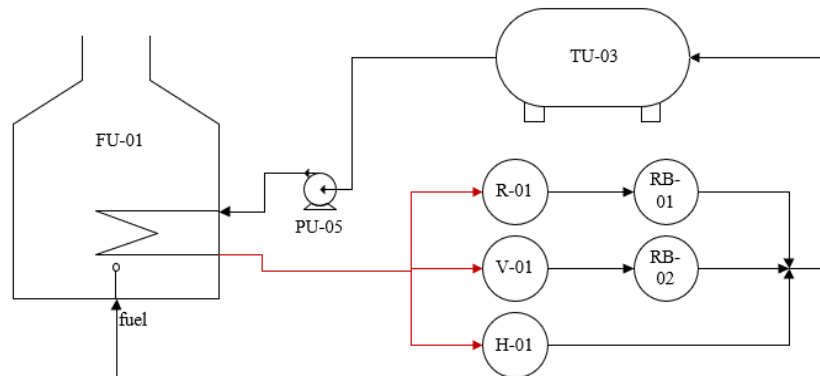


Gambar 1. Diagram Aliran Dowtherm A sebagai pendingin

#### 2. Dowtherm Pemanas

Penentuan kebutuhan Dowtherm A berdasarkan kebutuhan pemanas di Reaktor (R-01), Vaporizer (V-01), dan Heater (H-01). Dowtherm A pemanas dari Reaktor dimanfaatkan sebagai pemanas pada Reboiler 1 (RB-01) dan dowtherm A pemanas dari Vaporizer (V-01) disirkulasikan sebagai pemanas pada Reboiler 2 (RB-02).

Reaktor	(R-01)	15000	Kg/jam
Vaporizer	(V-01)	15000	Kg/jam
Heater	(H-01)	600	Kg/jam
Total		30600	Kg/jam

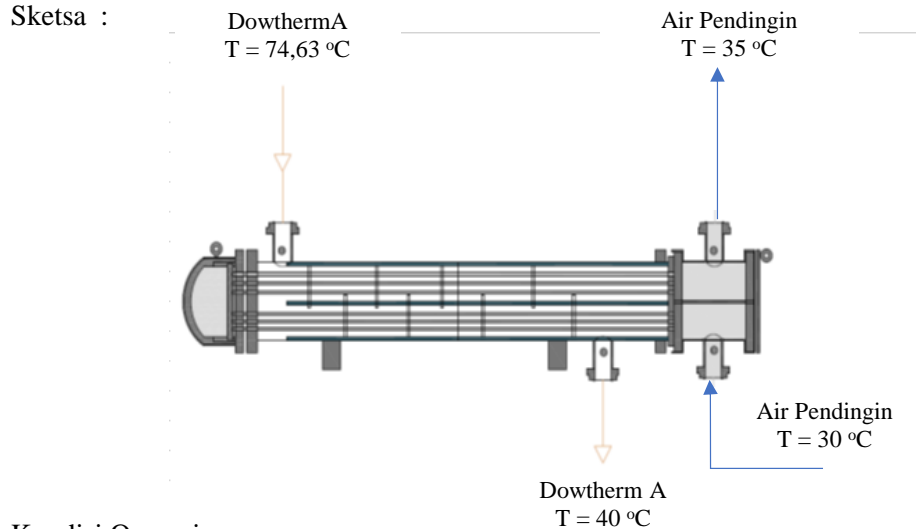


Gambar 2. Diagram Aliran Dowtherm A sebagai pemanas

### COOLER UTILITAS 1 (CLU-01)

Tugas : Menurunkan suhu dowtherm A dari alat-alat proses dengan media pendingin air

Jenis : *Shell and Tube Heat Exchanger*



Kondisi Operasi

Fluida Panas (Dowtherm A)

Suhu masuk,  $T_1 = 74,63 \text{ } ^\circ\text{C} = 347,78 \text{ K}$

Suhu keluar,  $T_2 = 40,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$

Suhu rerata,  $T_{av} = 57,31 \text{ } ^\circ\text{C} = 330,46 \text{ K}$

Komponen	BM	kg/jam	kmol/jam
Dowtherm	166	11500,00	69,2771

Data Dowtherm A diperoleh dari Richard L. Moore, "Implementation of DOWTHERM A Properties into RELAP5-3D/ATHENA", 2010.

$$\rho = 1492,4628 - 3,3317 * T + 0,01248 * T^2 - 2,97E-05 * T^3 + 3,44E-08 * T^4 - 1,62E-11 * T^5 \text{ [kg/m}^3\text{]}$$

$$= 1028,9247 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 5,13468 - 0,0839 * T + 5,97E-04 * T^2 - 2,41E-06 * T^3 + 6,03E-09 * T^4 - 1E-11 * T^5 + 9,43E-15 * T^6 \text{ [kg/ms]}$$

$$= 0,41542 \text{ kg/m.s} = 1,50E+03 \text{ kg/m.jam}$$

$$C_p.dT = (-2363,4842 + (39,461021 * T) - (1,7024546e-01 * T^2) + (3,903868e-04 * T^3) + (-4,421524e-07 * T^4) + (1,9792489e-11 * T^5))dT / 1000$$

$$= 33,6568 \text{ kJ/kg.K}$$

$$k_{th} = 0,00457 + 0,000023239 * T + 0,0000001481 * T^2$$

$$= 0,0284 \text{ J/s.m.K}$$

**Langkah perhitungan**

- 1 . **Beban panas**
- 2 . **Media pendingin**
- 3 . **Beda suhu rerata**
- 4 . **Koefisien perpindahan kalor**
- 5 . **Alat penukar kalor**
- 6 . **Route fluida**
- 7 . **Koefisien perpindahan kalor hi, hio, ho dan Uc**
- 8 . **Faktor pengotoran**
- 9 . **Penurunan tekanan**

**1. Beban Panas**

Beban panas untuk menurunkan suhu

$$Q_s = m \times c_p \times \Delta T$$

Keterangan:

$c_{p_i}$  : Kapasitas panas masing2 komponen [ kJ /kg K ]

$L_i$  : Kecepatan masing2 komponen [ kg /jam ]

$T_1$  : Suhu fluida panas masuk [ K ]

$T_2$  : Suhu fluida panas keluar [ K ]

$$Q = 11500 \text{ kg/jam} \times 33,6568 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = \mathbf{387053,0141 \text{ kJ/jam}}$$

**2. Media Pendingin**

Sebagai media pendingin, dipakai air

$$\text{Suhu masuk, } t_1 = 30,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar, } t_2 = 35,00 \text{ } ^\circ\text{C} = 308,15 \text{ K}$$

$$\text{Taverage} = 32,50 \text{ } ^\circ\text{C} = 305,65 \text{ K}$$

$$\rho = 0,3471 * 0,274^{-(1-T/647,13)^{0,28571}} \text{ [g/mL]}$$

$$= 1,020576 \text{ g/mL} = 1020,576 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 10^{(-10,2158 + 1792,5/T + 0,01773*T - 0,00001263*T^2)} * 10^{-3}$$

$$= 0,000773 \text{ kg/m.s} = 2,7817 \text{ kg/m.jam}$$

$$C_p \cdot \Delta T = (92,053 - 0,039953 * T - 2,11E-04 * T^2 + 5,35E-07 * T^3) \Delta T$$

$$= 377,033 \text{ kJ/kmol.K} = 20,9230 \text{ kJ/kgK}$$

$$k_{th} = -0,2758 + 0,00461 * T - 0,0000055319 * T^2$$

$$= 1,131556 \text{ J/s.m.K} = 0,6542 \text{ BTU/jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$Q_t = W_p \cdot C_p \cdot \Delta T$$

Massa air yang digunakan:

$$W_p = \frac{Q_t}{C_p \cdot \Delta T}$$

$$W_p = \frac{387053,0141 \text{ kJ/kg}}{20,923 \text{ kJ/kg.K}} = 18498,9155 \text{ kg/jam}$$

### 3. Beda Suhu Rerata

Fluida	Suhu Atas (K)	Suhu Bawah (K)	delT
Panas	347,78	313,15	39,63
Dingin	308,15	303,15	10,00

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)}$$

$$LMTD = \frac{39,63 - 10,00}{\ln \frac{39,63}{10,00}} = 21,52 \text{ K}$$

### 4. Koefisien Perpindahan Kalor

Diprediksi berdasarkan Table 12.1 Typical Overall Coefficients

**Table 12.1.** Typical Overall Coefficients

Shell and Tube Exchangers		
Hot Fluid	Cold Fluid	U (W/m <sup>2</sup> ·C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800–1500
Organic solvents	Organic solvents	100–300
Light oils	Light oils	100–400
Heavy oils	Heavy oils	50–300
Gases	Gases	10–50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250–750
Light oils	Water	350–900
Heavy oils	Water	60–300
Gases	Water	20–300
Organic solvents	Brine	150–500
Water	Brine	600–1200
Gases	Brine	15–250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500–4000
Steam	Organic solvents	500–1000
Steam	Light oils	300–900
Steam	Heavy oils	60–450
Steam	Gases	30–300
Dowtherm	Heavy oils	50–300
Dowtherm	Gases	20–200
Flue gases	Steam	30–100
Flue	Hydrocarbon vapors	30–100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapors	Water	1000–1500
Organic vapors	Water	700–1000
Organics (some noncondensables)	Water	500–700
Vacuum condensers	Water	200–500
<i>Vaporizers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000–1500
Steam	Light organics	900–1200
Steam	Heavy organics	600–900

$$\begin{aligned} \text{Dipilih } U_d &= 350 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C} = 350 \text{ J/s} \cdot \text{m}^2 \cdot \text{K} \\ &= 1260,000 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

### 5. Alat Penukar Kalor Standar

a. Luas perpindahan kalor yang diperlukan dihitung dengan persamaan:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan kalor yang diperlukan [m<sup>2</sup>]

Q<sub>t</sub> : Beban panas [kJ/jam]

Ud : Koefisien perpindahan kalor design [kJ/m<sup>2</sup>.jam.K]

Δt : Beda suhu rerata [K]

$$A = \frac{387053,0141 \text{ kJ/jam}}{1260,0000 \text{ kJ/m}^2\text{.jam.K} \times 21,52 \text{ K}} = 14,2762 \text{ m}^2$$

$$= 153,668 \text{ ft}^2$$

Karena luas perpindahan kalor > 10 m<sup>2</sup>, maka jenis alat penukar kalor yang sesuai adalah *Shell and Tube Heat Exchanger*.

b. Ukuran tabung

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

APPENDIX OF CALCULATION DATA

TABLE 10. HEAT EXCHANGER AND CONDENSER TUBE DATA

Tube OD, in.	BWG	Wall thickness, in.	ID, in.	Flow area per tube, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft <sup>2</sup>		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.433
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0574	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
3/4	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
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1813	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
1 1/4	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
1 1/2	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		

Dipilih 3/4 " OD , 14 BWG

Dari tabel 10 Kern, D.Q., diperoleh

Diameter luar tabung [Od] 0,7500 in × [0,0254 m/in] = 0,0191 m

Diameter dalam tabung [Id] 0,5840 in × [0,0254 m/in] = 0,0148 m

Luas area per tube [At] : 0,2680 in<sup>2</sup> × [0,0254 m/in]<sup>2</sup> = 0,0002 m<sup>2</sup>

Luas Outside [Ao] : 0,1963 ft<sup>2</sup>/ft × [0,3048 m<sup>2</sup>/m] = 0,0598 m

Panjang tabung :  
 Panjang tabung standart , 6 ft , 8 ft,10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft  
 Toweler dan Sinnott ,Chemical Engineering Design Principles , Mc Graw Hill  
 New York, 2008, halaman 805  
 Dipilih panjang tabung  $L = 8 \text{ ft} = 2,4384 \text{ m}$

c. Jumlah tabung yang diperlukan

$$nt = \frac{A}{a'' L}$$

$$nt = \frac{14,2762 \text{ m}^2}{0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 2,4384 \text{ m}} = 97,85275$$

d. Alat penukar kalor standar

Dipilih dari tabel 10-10A, Ludwig, E.E., hal 49

**Table 10-10A**  
**Full Circle Tube Layouts Floating Head Exchanger  $3/4$ -in.**  
**O.D. Tubes on  $15/16$ -in. Triangular Pitch**

Size (In.)	Number of Passes					Net Free Distance 2 Passes	Rows Across
	1	2	4	6	8		
8	42	40	32	32	24	3.75	13
10	73	68	56	54	52	4.63	17
12	109	106	88	86	80	4.00	21
14	130	124	110	108	104	4.50	25
16	187	176	162	152	144	5.00	29
18	241	232	214	216	204	5.88	33
20	308	302	282	274	264	6.50	37
22	384	372	352	348	336	7.13	41
24	472	458	432	420	406	7.75	45
26	555	538	510	510	502	8.63	48
28	649	636	610	606	580	8.13	53
30	764	744	716	708	700	8.75	57
32	868	850	822	812	796	9.38	63
34	994	970	930	928	912	9.75	65
36	1131	1108	1066	1058	1028	10.50	71
38	1268	1246	1204	1190	1172	11.25	75
40	1414	1390	1360	1338	1316	12.06	79
42	1558	1544	1502	1482	1464	11.50	83

Dipilih:

Diameter selongsong [Ids] = 12 in = 0,3048 m

Jumlah tabung [nt] = 106

Pass tabung [np] = 2

Susunan =  $3/4$ " pada  $15/16$ " Triangular Pitch

Pitch = 0,9375 in = 0,0238 m

Diameter ekuivalen [De] = 0,55 in (Fig 28, Kern, D.Q)

= 0,11297 m

- e. Luas perpindahan kalor standar terkoreksi

$$\begin{aligned} A &= n t \times a'' \times L \\ &= 106 \times 0,0598 \text{ m}^2/\text{m} \times 2,4384 \text{ m} \\ &= 15,4649 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- f. Koefisien perpindahan kalor standar

$$Ud = \frac{Qt}{A \Delta t}$$

$$Ud = \frac{387053,0141 \text{ kJ/jam}}{15,4649 \text{ m}^2 \times 21,52 \text{ K}} = 1163,1553 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}$$

## 6. Route Fluida

Shell	:	Hot fluid (Dowtherm A):	11500	kg/jam
Tube	:	Cold fluid (pendingin air):	18498,9155	kg/jam

## 7. Koefisien Perpindahan Kalor dalam Tube, Shell, dan Gabungan

- Shell (Fluida Panas)

- a. Menghitung luas aliran

Dihitung dengan persamaan

$$as = \frac{Ids B C'}{Pitch}$$

as = Luas aliran [m<sup>2</sup>]

B = Jarak antar baffle [m]

C' = Clearance [m]

Pitch = Pitch [m]

$$B = \frac{Ids}{4} = \frac{0,3048 \text{ m}}{4} = 0,0762 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} C' &= Pitch - ODt \\ &= 0,0238 \text{ m} - 0,0191 \text{ m} \\ &= 0,0048 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} as &= \frac{0,3048 \text{ m} \times 0,0762 \text{ m} \times 0,0048 \text{ m}}{0,0238 \text{ m}} \\ &= 0,0046 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- b. Menghitung fluks massa

$$Gs = \frac{\text{kec. massa fluida panas}}{as}$$

$$\begin{aligned} Gs &= \frac{11500 \text{ kg/jam}}{0,0046 \text{ m}^2} = 2475699,396 \text{ kg/jam} \cdot \text{m}^2 \\ &= 687,6942766 \text{ kg/s} \cdot \text{m}^2 \end{aligned}$$

## c. Sifat fisis fase cair

$$\begin{aligned}\rho &= 1028,9247 \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= 0,00077 \text{ kg/m.s} = 2,7817 \text{ kg/m.jam} \\ C_p.dT &= 33,6568 \text{ kJ/kgK} \\ k_{th} &= 0,0284 \text{ J/s.m.K} = 0,1023 \text{ kJ/jam.m.K}\end{aligned}$$

## d. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}Re &= \frac{G_s \times Ids}{\mu_{uav}} \\ &= \frac{2475699,396 \text{ kg/jam.m}^2 \times 0,3048 \text{ m}}{2,781692 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 271271,2676\end{aligned}$$

## e. Bilangan Prandl

$$\begin{aligned}Pr &= \frac{C_p \times \mu_{uav}}{k_{thav}} \\ &= \frac{33,6568 \text{ kJ/kg.K} \times 2,781692 \text{ kg/m.jam}}{0,1023 \text{ kJ/jam.m.K}} \\ &= 914,9701\end{aligned}$$

f. Mencari  $h_o$ 

$$\begin{aligned}h_o &= 0,36 \times \frac{k_{thav}}{De} \times Re^{0,8} \times Pr^{1/3} \\ h_o &= 0,36 \times \frac{0,1023 \text{ kJ/jam.m.K} \times 271271,3^{0,8} \times 914,9701^{1/3}}{0,1130 \text{ m}} \\ h_o &= 70335,2150 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}\end{aligned}$$

## ● Tube (Fluida Dingin)

## a. Luas aliran

$$\begin{aligned}at &= \frac{nt \ at'}{np} \\ at &= \frac{106 \times 0,0002 \text{ m}^2}{2} = 0,0092 \text{ m}^2\end{aligned}$$

## b. Fluks massa

$$\begin{aligned}G_t &= \frac{\text{kecepatan massa pendingin}}{at} \\ G_t &= \frac{18498,9155 \text{ kg/jam}}{0,0092 \text{ m}^2} \\ &= 2018683,213 \text{ kg/jam.m}^2 = 560,7453 \text{ kg/s.m}^2\end{aligned}$$



## c. Sifat fisis fase cair

$$\begin{aligned}\rho &= 1020,5763 \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= 0,00077 \text{ kg/m.s} = 2,7817 \text{ kg/m.jam} \\ C_p.dT &= 20,9230 \text{ kJ/kgK} \\ k_{th} &= 0,6542 \text{ J/s.m.K} = 2,3553 \text{ kJ/jam.m.K}\end{aligned}$$

## d. Kecepatan linier

$$\begin{aligned}v_{lin} &= \frac{Gt}{\rho} \\ &= \frac{2018683,213 \text{ kg/jam.m}^2}{\text{##### kg/m}^3} \\ &= 1977,9836 \text{ m/jam} = 0,5494 \text{ m/s}\end{aligned}$$

## e. Bilangan Reynold

$$\begin{aligned}Re &= \frac{Id Gt}{\mu} \\ Re &= \frac{0,0148 \text{ m} \times 2018683,213 \text{ kg/jam.m}^2}{2,7817 \text{ kg/m.jam}} \\ &= 10764,7924\end{aligned}$$

## f. Koefisien perpindahan kalor

$$h_i = \frac{4.2 (1.35 + 0.02 tav) v_{lin}^{0.8}}{Id^{0.2}}$$

(Towler, dan Sinnott, 2008, halaman 827 )

Dengan hubungan:

Id : diameter dalam [m]

hi : koefisien transfer panas dalam tabung [kJ/m<sup>2</sup>.s.K]

tav : suhu rerata [K]

vlin : kecepatan linear [m/s]

$$h_i = \frac{4,2 \times [1,35 + 0,02 \times 305,7 \text{ K}] \times 0,5494^{0,8}}{0,0148^{0,2}}$$

$$\begin{aligned}h_i &= 45,0661 \text{ kJ/m}^2.\text{s.K} \\ &= 162237,8049 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}h_{io} &= \frac{h_i \times Id}{O_d} \\ &= \frac{162237,8049 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K} \times 0,0148 \text{ m}}{0,0191 \text{ m}} \\ &= 126329,1707 \text{ kJ/m}^2.\text{jam.K}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\
 &= \frac{126329,1707 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} \times 70335,2150 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}}{126329,1707 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K} + 70335,2150 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \\
 &= 45180,47004 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

### 9. Faktor Pengotoran

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{1}{U_d} - \frac{1}{U_c} \\
 R_d &= \frac{1}{1163,1553 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} - \frac{1}{45180,47004 \text{ kJ/m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K}} \\
 &= 0,000838 \text{ m}^2 \cdot \text{jam} \cdot \text{K/kJ} \\
 &= 3,0153 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}
 \end{aligned}$$

Faktor pengotoran minimum (Table 11-3, Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Ed)

$$R_d \text{ min} = 0,0020 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{°F/BTU} = 0,3522 \text{ m}^2 \cdot \text{s} \cdot \text{K/kJ}$$

$R_d$  terhitung >  $R_d$  minimum, maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

### 9. Penurunan tekanan

- Shell (Fluida Panas)

Penurunan tekanan dalam shell diabaikan karena cairan menggenang

- Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{[271271,2676]^{0,42}}$$

$$f = 0,004879$$

- Penurunan Tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta P_s = \frac{f (N+1) G s^2 I d_s}{2 \rho f D e}$$

$$(N+1) = \frac{L}{B} = \frac{2,438 \text{ m}}{0,0762 \text{ m}} = 32$$

$$\begin{aligned}
 \Delta P_s &= \frac{0,0049 \times 32 [687,694 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{s}]^2 \times 0,3048 \text{ m}}{2 \times 1028,9247 \text{ kg/m}^3 \times 0,11297 \text{ m}} \\
 &= 96,8083 \text{ Pa} = 0,01404 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

$$\Delta P_{s \text{ max}} = 5 \text{ Psi}$$

$\Delta P_s \leq \Delta P_s$  maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

- Tube (Fluida Dingin)

- a. Faktor friksi

Dihitung dengan persamaan

$$f = 0.0014 + \frac{0.125}{\text{Re}^{0.32}}$$

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{10764,79^{0.32}}$$

$$f = 0,0078$$

- b. Penurunan tekanan

Dihitung dengan persamaan

$$\Delta Pt = \frac{4 f G t^2 L n p}{2 \rho t I d}$$

Dengan hubungan:

f : Faktor friksi

Gt : Flux massa [kg/m<sup>2</sup>.s]

Id : diameter dalam tabung [m]

np : jumlah pass tabung

$\Delta Pt$  : Penurunan tekanan [Pa]

$$\Delta Pt = \frac{4 \times 0,0078 \times [560,7453 \text{ kg/sm}^2]^2 \times 0,3048 \text{ m} \times 2}{2 \times \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 0,0148 \text{ m}}$$

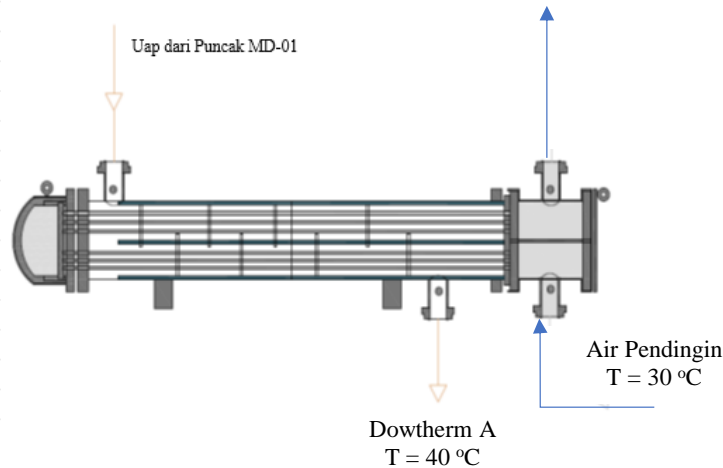
$$\Delta Pt = 197,7013 \text{ Pa} = 0,0286821 \text{ psi}$$

$$\Delta Pt_{\text{max}} = 5 \text{ Psi}$$

$\Delta Pt \leq \Delta Pt$  maksimum, alat penukar yang dipilih dapat dipakai

### RINGKASAN COOLER UTILITAS 1 (CLU-01)

Alat : Cooler Utilitas 1  
 Kode : CLU-01  
 Tugas : Menurunkan suhu dowtherm A dengan media pendingin air  
 Jenis Alat : *Shell and Tube Heat Exchanger*  
 Sketsa : DowthermA  $T = 74,51\text{ }^{\circ}\text{C}$  Air Pendingin  $T = 35\text{ }^{\circ}\text{C}$



Kondisi Operasi :  
 $T_1 = 74,63\text{ }^{\circ}\text{C}$   
 $T_2 = 40,00\text{ }^{\circ}\text{C}$

Ukuran Alat :  
 Ids = 12 in = 0,3048 m  
 Jumlah pipa = 106 tube  
 Jumlah pass = 2  
 Susunan pipa = 3/4" pada 15/16" Triangular Pitch  
 Panjang tube = 8 ft = 2,4384 m  
 Luas perpindahan kalor = 15,4649 m<sup>2</sup>  
 Beban Panas = 387053,0141 kJ/jam

Media Pendingin :  
 Jenis = Air  
 Suhu masuk = 30,00 °C  
 Suhu keluar = 35,00 °C  
 Massa pendingin = 18498,92 kg/jam

Koefisien Perpindahan Panas :  
 $h_o = 70335,2150\text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$   
 $h_{io} = 126329,1707\text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$

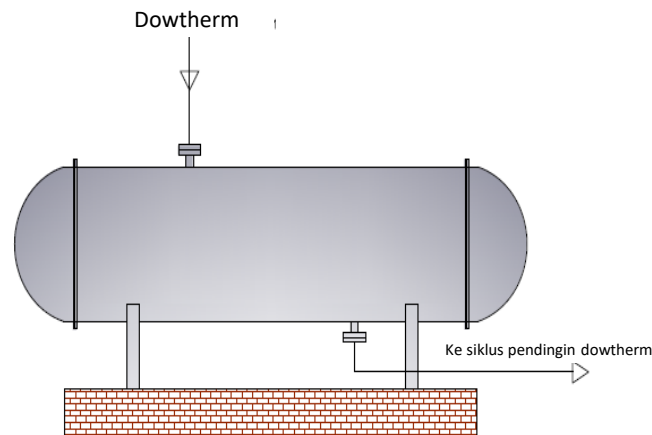
---

Uc	=	45180,47004	kJ/jam.m <sup>2</sup> .K
Ud	=	1163,1553	kJ/jam.m <sup>2</sup> .K
Rd terhitung	=	3,0153	m <sup>2</sup> .s.K/kJ
Rd minimum	=	0,352	m <sup>2</sup> .s.K/kJ
Pressure drop shell	=	0,0140	Psi
Pressure drop tube	=	0,0287	Psi

---

**TANGKI DOWTHERM PENDINGIN (TU-02)**

Tugas : Menampung pendingin dowtherm  
 Jenis alat: Tangki Silinder Horizontal  
 Sketsa :



Data :

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 40,00 °C = 313,15 K

Kecepatan massa embunan :

Komponen	BM	(kg/jam)	$\rho$
			(kg/m <sup>3</sup> )
Dowtherm A	170,21	30600	1377,35

**Langkah perhitungan:**

- 1. Volume cairan**
- 2. Volume akumulator**
- 3. Ukuran alat**

1. Volume cairan

Dihitung dengan persamaan :

$$V1 = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$$

Waktu tinggal diprediksi berdasarkan Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003), waktu tinggal berkisar antara 5 sampai 10 menit

$$\text{Dirancang : waktu tinggal} = 10 \text{ menit}$$


---

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volume cairan} &= \frac{30600 \text{ kg/jam}}{1377,35 \text{ kg/m}^3} \\ &= 22,217 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan (V1)} &= 22,217 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 3,7028 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 2. Volume akumulator

Volume akumulator dirancang angka keamanan 20 % maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume akumulator (Vt)} &= 120\% \times 3,7028 \text{ m}^3 \\ &= 4,4433 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 3. Ukuran alat

L/D berkisar antara 2,5 - 6 berdasarkan Harry Silla, Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003)

Dirancang : Rasio = 3

$$L = 3 D$$

$$D = \left( \frac{4 V_t}{3 \pi} \right)^{1/3}$$

$$V_t = 4,4433 \text{ m}^3$$

$$D = \left( \frac{4 \times 4,4433 \text{ m}^3}{3 \times 3,14} \right)^{1/3}$$

$$= 1,24 \text{ m}$$

$$L = (3 \times 1,24 \text{ m})^2$$

$$= 3,71 \text{ m}$$

Holding Time (waktu pengosongan) = 2 - 5 menit (Frank L Evans hal 164)

Diambil holding time = 5 menit

## 4. Perhitungan pelengkap

Dipilih Baja Karbon

Bahan: *Carbon Steel SA-285 grade A* pada suhu -50 - 775 °F (Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 982)

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\text{Tekanan yang diizinkan (f)} = 12900 \text{ psi} = 9\text{E}+07 \text{ Pa}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 4 \text{ mm} = 0,0040 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam (Ids)} = 1,24 \text{ m} = 48,6 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari dalam shell (ri)} = \text{Ids}/2 = 0,62 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi (P)} &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\
 \text{Tekanan rancangan (P}_{\text{design}}) &= 1,5 \times \text{Tekanan Operasi} \\
 &= 1,5 \times 101325 \text{ Pa} = 151988 \text{ Pa} \\
 \text{Tekanan Gauge (P}_{\text{gauge}}) &= 50663 \text{ Pa}
 \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan 13.40b Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design". Mc.Graw Hill

$$t_s = \frac{P_{\text{gauge}} I_d s}{4fE - 1,2P_{\text{gauge}}}$$

$$t_s = \frac{50663 \text{ Pa} \times 1,24 \text{ m}}{4 \times 9E+07 \text{ Pa} \times 0,85 - 1,2 \times 50663 \text{ Pa}} + 0,0040 \text{ m}$$

$$t_s = 0,0042 \text{ m} = 0,1656 \text{ in}$$

$$\text{Diambil tebal standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar shell} = I_d s + 2t_s$$

$$= 1,24 \text{ m} + 2 \times 0,0048 \text{ m}$$

$$= 1,25 \text{ m} = 49 \text{ in}$$

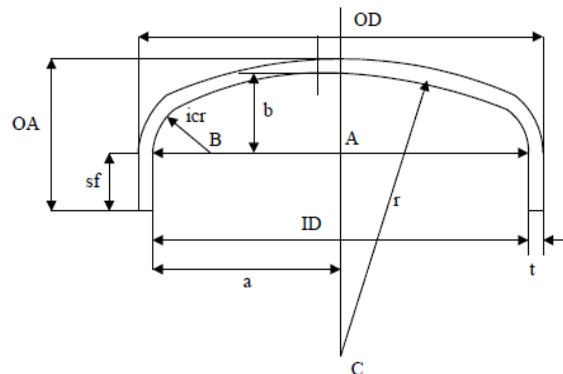
Dari Tabel 5.7 Brownell and young. Dipilih OD kolom standar.

$$\text{OD kolom standar} = 54 \text{ in} = 1,37 \text{ m}$$

#### HEAD

Untuk tekanan operasi antara 15 - 200 psig, digunakan *torispherical head*.

Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell and Young, 1979).



keterangan:

icr = Jari-jari sudut internal (m)

r = Jari-jari kelengkungan (m)

sf = Flange lurus (m)

th = Tebal penutup (m)

OA = Tinggi penutup (m)



Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

$$B = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

$$th = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \varepsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C''$$

$$\begin{aligned} th &= \frac{0,89 \times 50663 \text{ Pa} \times 1,24 \text{ m}}{9E+07 \text{ Pa} \times 0,85 - 0,1 \times 50663 \text{ Pa}} + 0,0040 \text{ m} \\ &= 0,0047 \text{ m} = 0,1863 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal tutup menara standar =  $\frac{1}{4}$  in = 0,25 in

Tabel 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New York.

Dari tabel 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada OD = 54 in dan t = 1/4 in didapat :

$$t = 0,25 \text{ in}$$

$$icr = 3,25 \text{ in}$$

$$r = 54 \text{ in}$$

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada t = 0,25 in, sf = 1,5 - 2,5 in.

dipilih sf = 1,5 in

$$BC = 54 \text{ in} - 3 \text{ in} = 50,8 \text{ in}$$

$$AB = \frac{48,6 \text{ in}}{2} - 3 \text{ in} = 21,1 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} B &= 54 \text{ in} - [(50,8 \text{ in})^2 - (21,1 \text{ in})^2]^{0,5} \\ &= 7,83 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= 1,5 \text{ in} + 7,83 \text{ in} + 0,25 \text{ in} \\ &= 9,58 \text{ in} = 0,2434 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, tinggi head = 0,2434 m

---

**RINGKASAN**  
**TANGKI DOWTHERM PENDINGIN (TU-02)**

Tugas : Menampung pendingin dowtherm A  
Jenis Alat : Tangki Silinder Horizontal

L/D = 3

D = 1,24 m

L = 3,71 m

Volume cairan = 3,7028 m<sup>3</sup>

Volume akumulator = 4,4433 m<sup>3</sup>

Holding Time = 5 menit

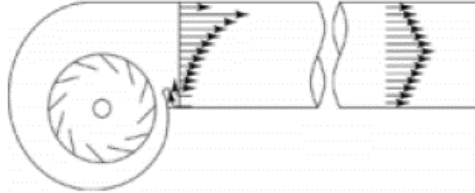
t interface = 10 menit

Bahan Konstruksi = *Carbon Steel SA-285 grade A*

**BLOWER (BL-01)**

Tugas : Mengalirkan udara ke dalam Furnace (FU-01)

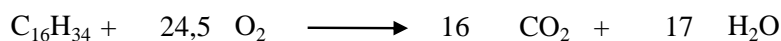
Jenis : Blower Sentrifugal

**Menghitung Kebutuhan Bahan Bakar**

Sebagai bahan bakar digunakan solar, bahan yang terkandung di dalam solar dianggap



Reaksi:



Panas pembakaran star  $C_{16}H_{34}$

$$H_c = -9951500 \text{ kJ/kmol} \quad (\text{Perry, R.H., Chemical Engineering Handbook, Ed VII,})$$

$$BM_{\text{fuel}} = 226,446 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Eff} = 75\%$$

$$\begin{aligned} n_{\text{fuel}} &= \frac{Q}{H_c \times \text{Eff}} \\ &= \frac{16344320,7 \text{ kJ/jam}}{9951500 \text{ kJ/kmol} \times 75\%} \\ &= 2,1899 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{\text{fuel}} &= n_{\text{fuel}} \times BM_{\text{fuel}} \\ &= 2,1899 \text{ kmol/jam} \times 226,446 \text{ kg/kmol} \\ &= 495,8859 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**Menghitung Kebutuhan Udara**

$$\text{Mol } O_2 \text{ stoikiometri} = 24,5 \times 2,1899 \text{ kmol/jam} = 53,65166 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Udara berlebih} = 25\%$$

$$\text{Mol } O_2 = 125\% \times 53,6517 \text{ kmol/jam} = 67,06457 \text{ kmol/jam}$$

$O_2$  berasal dari udara yang terdiri dari 79%  $N_2$  dan 21%  $O_2$

$$\text{Mol } N_2 = \frac{79\%}{21\%} \times 67,06457 \text{ kmol/jam} = 252,2905 \text{ kmol/jam}$$

Udara basis kering

Komponen	kmol/jam	Mr	kg/jam
$N_2$	252,2905	28,013	7067,4148
$O_2$	67,0646	31,999	2145,9993
Total			9213,4140

Udara lingkungan memiliki kelembaban relat = 70%

Dari humidity chart diperoleh:

$$Y' = 0,018 \text{ kg/kg udara kering}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa uap air yang terbawa } u_c &= 0,018 \text{ kg/kg udara kering} \times 9213,41 \text{ kg/jam} \\ &= 165,8415 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Menghitung Kecepatan Udara Volumetris

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol udara} &= 9213,4140 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2,20462 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \times \frac{1}{28,85 \text{ lb/lbmol}} \\ &= 704,0567 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Kecepatan udara volumetris

$$Q = \frac{n R T}{P}$$

Dengan:

$$n = 704,0567 \text{ lbmol/jam}$$

$$R = 10,73 \text{ ft}^3 \cdot \text{psi}/(\text{lbmol} \cdot \text{R})$$

$$T = 546 \text{ R}$$

$$P = 14,7 \text{ psi}$$

$$Q = \frac{704,0567 \text{ lbmol/jam} \times 10,73 \text{ ft}^3 \cdot \text{psi}/(\text{lbmol} \cdot \text{R}) \times 546 \text{ R}}{14,7 \text{ psi}} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}$$

$$Q = 4676,61 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

Diambil faktor keamanan 20% lebih dari laju alirnya, maka:

$$Q = 120\% \times 4676,61 \text{ ft}^3/\text{menit} = 5611,935 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

### Menghitung Power pada Blower

Blower bekerja secara adiabatik, maka menurut Mc. Cabe Smith, 4th Ed., p-189:

$$P = \frac{0,0643 \cdot T_a \cdot \gamma \cdot q_o}{520 (\gamma - 1) \eta} \left[ \left( \frac{P_b}{P_a} \right)^{1 - \frac{1}{\gamma}} - 1 \right]$$

dengan: P = Brake Horsepower

T<sub>a</sub> = Suhu masuk, R

q<sub>o</sub> = jumlah udara yang dialirkan, ft<sup>3</sup>/min

η = efisiensi blower

P<sub>a</sub> = tekanan masuk blower

P<sub>b</sub> = tekanan keluar blower

Kenaikan tekanan blower dianggap 1 psi, maka:

$$P_b = 14,7 + 1 = 15,7 \text{ psi}$$

$$\gamma = c_p/c_v = 1,4$$

$$T_a = 546 \text{ R}$$

$$Q_o = 5611,935 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\eta = 80\%$$

Sehingga didapat power pada blower:

$$P = 31,465 \text{ Hp}$$

### Power motor

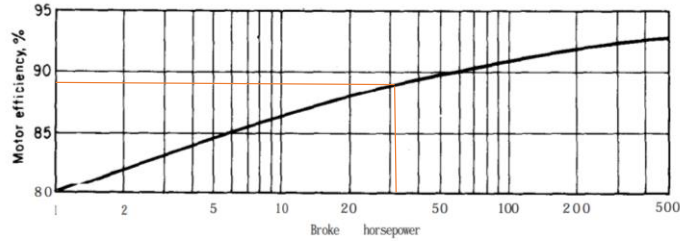


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$P = \frac{31,465}{88,5\%} = 35,55 \text{ Hp}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

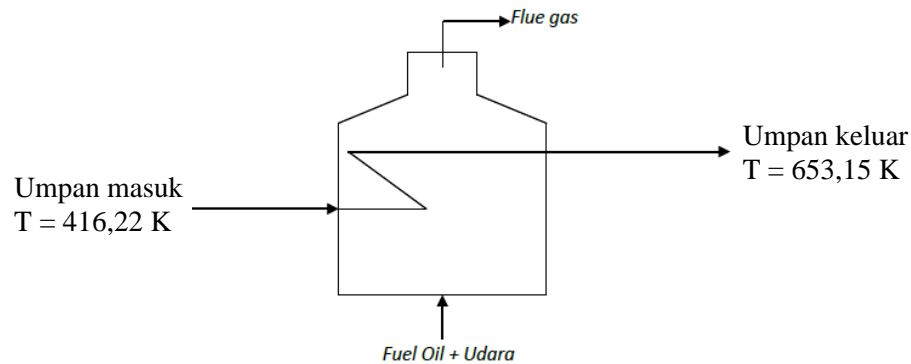
General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah 40 Hp

**FURNACE (FU-01)**

Tugas : Memanaskan Dowtherm dari suhu 143,07 °C ke suhu 380 °C  
 Jenis : *Box Furnace*  
 Sketsa :

**Data**

Massa Dowtherm A = 30600 kg/jam  
 rho Dowtherm A = 847,3759 kg/m<sup>3</sup>  
 T1 = 143,07 °C = 416,22 K  
 T2 = 380 °C = 653,15 K  
 Cp Dowtherm A = 534,1281 kJ/kg.K

**Menghitung Beban Panas**

$$Q = m.\text{dow} \times C_p.\text{dow} (T_2 - T_1)$$

Q = Beban Panas Furnace (kJ)

m.dow = Massa Dowtherm A (kg)

Cp.dow = Kapasitas Panas Dowtherm A (kJ/kg.K)

T1 = Suhu Dowtherm A masuk (K)

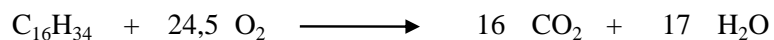
T2 = Suhu Dowtherm A keluar (K)

$$Q = 30600 \text{ kg/jam} \times 534,1281 \text{ kJ/kg.K} \\ = 16344320,7 \text{ kJ/jam}$$

**Menghitung Kebutuhan Bahan Bakar**

Sebagai bahan bakar digunakan solar, bahan yang terkandung di dalam solar dianggap

$C_{16}H_{34}$ .



Panas pembakaran standar  $C_{16}H_{34}$

$H_c = -9951500 \text{ kJ/kmol}$  (Perry, R.H., Chemical Engineering Handbook, Ed VII, halaman 2-195)

$BM_{fuel} = 226,45 \text{ kg/kmol}$

$Eff = 75\%$

$$\begin{aligned} n_{fuel} &= \frac{Q}{H_c \times Eff} \\ &= \frac{16344320,7 \text{ kJ/jam}}{9951500 \text{ kJ/kmol} \times 75\%} \\ &= 2,1899 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} M_{fuel} &= n_{fuel} \times BM_{fuel} \\ &= 2,1899 \text{ kmol/jam} \times 226,45 \text{ kg/kmol} \\ &= 495,8859 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Menghitung Kebutuhan Udara

Mol  $O_2$  stoikiometri =  $24,5 \times 2,1899 \text{ kmol/jam} = 53,652 \text{ kmol/jam}$

Udara berlebih = 25%

Mol  $O_2$  =  $125\% \times 53,652 \text{ kmol/jam} = 67,065 \text{ kmol/jam}$

$O_2$  berasal dari udara yang terdiri dari 79%  $N_2$  dan 21%  $O_2$

$$\text{Mol } N_2 = \frac{79\%}{21\%} \times 67,065 \text{ kmol/jam} = 252,29 \text{ kmol/jam}$$

Udara basis kering

Komponen	kmol/jam	Mr	kg/jam
$N_2$	252,2905	28,013	7067,4148
$O_2$	67,0646	31,999	2145,9993
Total			9213,414

Udara lingkungan memiliki kelembaban relatif = 70%

Dari humidity chart diperoleh  $Y' = 0,018 \text{ kg/kg udara kering}$

Massa uap air yang terbawa udara =  $0,018 \text{ kg/kg udara kering} \times 9213,41 \text{ kg/jam}$   
 =  $165,84145 \text{ kg/jam}$

### Menghitung Entalpi Pembakaran pada suhu operasi

#### Kapasitas Panas Fase Gas

Diperoleh dari persamaan:

$$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$$

(kJ/kmolK)

Data konstanta A, B, C, D, E

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	C	D	E
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	131,75	6,74E-01	8,78E-04	-1,24E-06	3,98E-09
CO <sub>2</sub>	27,437	4,23E-02	-1,96E-05	4,00E-09	-2,99E-13
N <sub>2</sub>	29,342	-3,54E-03	1,01E-05	-4,31E-09	2,59E-13
O <sub>2</sub>	29,526	-9,00E-03	3,81E-05	-3,26E-08	8,86E-12
H <sub>2</sub> O	33,933	-8,42E-03	2,99E-05	-1,78E-08	3,69E-12

$$\Delta H = \Delta H1 + \Delta Hs + \Delta H2$$

Menghitung  $\Delta H1$

$$T_{\text{reff}} = 298,15 \text{ K}$$

$$T1 = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	kJ/kmol.K	m.CpdT
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	2,1899	2062,2259	4515,9934
CO <sub>2</sub>	0	192,4878	0,000
N <sub>2</sub>	252,2905	145,3679	36674,950
O <sub>2</sub>	67,0646	147,2425	9874,752
H <sub>2</sub> O	9,2032	168,2548	1548,481
TOTAL	330,7482		52614,177

$$\Delta H1 = 52614,1767 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta Hs &= 2,1899 \text{ kmol/jam} \times -9951500 \text{ kJ/kmol} \\ &= -21792427,6 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Menghitung  $\Delta H1$

$$T2 = 1216,48 \text{ K}$$

$$T_{\text{reff}} = 303,15 \text{ K}$$

Komponen	kmol/jam	kJ/kmol.K	m.CpdT
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	0,0000	2546372,3	0,000
CO <sub>2</sub>	35,037818	44892,4	1572930,160
N <sub>2</sub>	252,2905	28082,1	7084837,955
O <sub>2</sub>	13,4129	30142,4	404296,977
H <sub>2</sub> O	46,4309	35062,5	1627983,265
TOTAL	347,1721		10690048,36

$$\Delta H2 = 10690048,36 \text{ kJ/jam}$$

$$\begin{aligned} \Delta H &= \Delta H1 + \Delta Hs + \Delta H2 \\ &= 52614,18 \text{ kJ/jam} + -21792427,6 \text{ kJ/jam} + 10690048,36 \text{ kJ/jam} \\ &= 11049765,0694 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$



**Ukuran Pipa**

Ukuran pipa dipilih berdasarkan tabel 11 Kern, D.Q.

Dipilih 2,5 in NPS, Sch 40

Diameter luar, Od = 2,875 in x [ 0.0254 m /in ]= 0,073 m

Diameterdalam, Id = 2,469 in x [ 0.0254 m /in ]= 0,063 m

Luas permukaan luar per meter, a" = π x Od = 0,2294 m<sup>2</sup>/m

Panjang pipa, L = 24 ft = 7,3152 m

Pitch = 6 in = 0,5 ft = 0,1524 m

**Menghitung Jumlah tube seksi radiasi**

Suhu dinding rata - rata = 800 °F

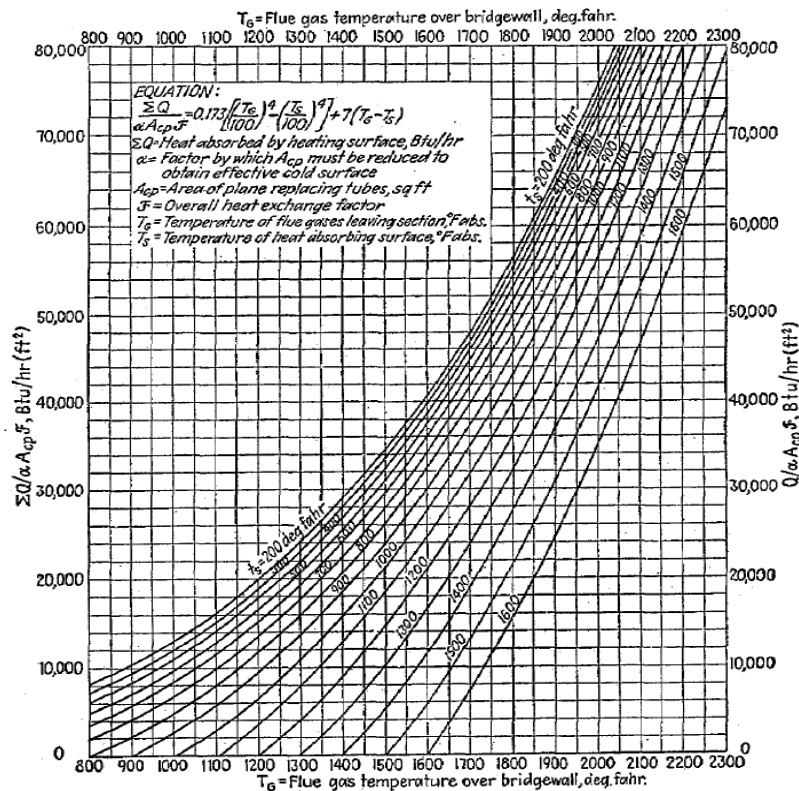
Flux panas pada seksi radiasi = 12000 BTU/jam.ft<sup>2</sup>

$$\frac{Q}{a.A_{CP}} = 2 \times \text{flux panas} = 24000 \text{ BTU/jam.ft}^2$$

Mencari suhu keluar flue gas

Overall exchange factor = 0,57

$$\frac{\Sigma Q}{\alpha A_{cp} \bar{F}} = \frac{24000}{0,57} = 42105 \text{ BTU/jam.ft}^2$$



Didapat suhu flue gas sebesar 1730 °F dari grafik Kern 19.14

Menentukan beban panas total bagian radiasi

$$Q = Q_F + Q_A + Q_R + Q_S - Q_W - Q_G$$

Dimana :

- $Q$  = Beban panas total bagian radiasi (BTU/jam)  
 $Q_F$  = Panas yang dihasilkan bahan bakar (BTU/jam)  
 $Q_A$  = Panas sensibel diatas 60°F pada pembakaran udara (BTU/jam)  
 $Q_R$  = Panas sensibel diatas 60°F pada *flue gas* yang disirkulasi (BTU/jam)  
 $Q_S$  = Panas sensibel diatas 60°F dalam *steam* untuk atomisasi (BTU/jam)  
 $Q_W$  = Panas yang hilang lewat dinding *furnace* (BTU/jam)  
 $Q_G$  = Panas yang meninggalkan *furnace* dalam *flue gas* (BTU/jam)

$$\begin{aligned}
 Q_F &= \frac{16344320,7 \text{ kJ/jam}}{75\%} \\
 &= 21792427,6 \text{ kJ/jam} = 20655233,35 \text{ BTU/jam} \\
 Q_A &= 20312,101 \text{ lb/jam} \times 82 \text{ BTU/lb (Hc udara pada } 400^\circ\text{F)} \\
 &= 1665592,282 \text{ BTU/jam} \\
 Q_R &= 0 \text{ (karena tidak } recycle \text{ fue gas )} \\
 Q_S &= 0 \text{ (Karena atomisasi } steam \text{ diabaikan)} \\
 Q_W &= 2\% \times Q_F \\
 &= 2\% \times 20655233,35 \text{ BTU/jam} \\
 &= 413104,6671 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

Panas keluar pada gas saat 1730 °F dan 25% excess udara mempunyai nilai panas sebanyak 476 BTU/lb pada *flue gas* keluar

$$\begin{aligned}
 Q_G &= 476 \text{ BTU/lb} \times ( 20312,101 \text{ lb/jam} + 1093,2412 \text{ lb/jam} ) \\
 &= 10188942,87 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_F + Q_A - Q_W - Q_G \\
 &= (20655233,35 + 1665592,3 - 413104,67 - 10188942,87) \text{ BTU/jam} \\
 &= 11718778,10 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{Q}{L \times a'' \times \text{Average flux}} \\
 &= \frac{11718778,10 \text{ BTU/jam}}{24 \text{ ft} \times 0,7527 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12000 \text{ BTU/jam.ft}^2} \\
 &= 54,061 \text{ tube} \\
 &= 55 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

Panjang dimensi

Terdapat 55 tube dan 54 jarak antar tube

OD tube = 2,875 in = 0,2396 ft

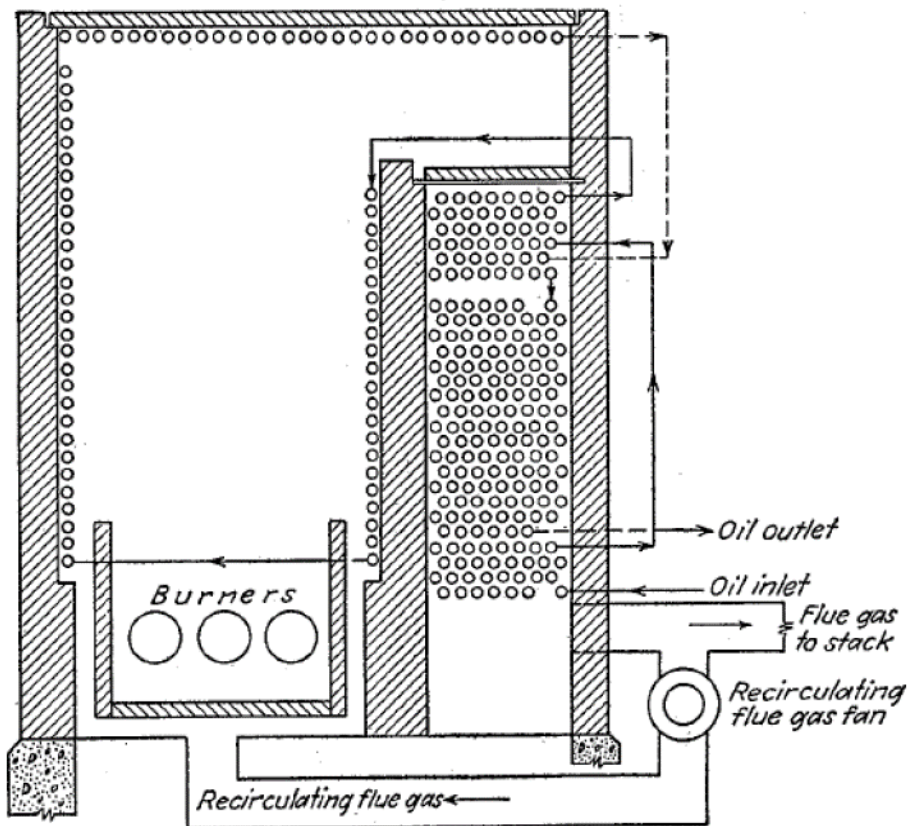
Pitch = 6 in = 0,5 ft

Jarak antar tube = 6 in - 2,875 in

= 3,125 in atau 0,2604 ft

Perhitungan panjang dimensi =  $(55 \times 0,2396)$ ft +  $(54 \times 0,2604)$ ft

= 27,24 ft



Mengambil rasio dimensi 3 : 2 : 1 (Kern hal 691)

Sehingga di dapat dimensi sekitar 13,6 ft : 9,08 ft : 4,54 ft

$$L = \frac{2}{3} \times \sqrt[3]{\text{volume}}$$

$$L = \frac{2}{3} \times \sqrt[3]{13,6 \times 9,08 \times 4,54}$$

$$= 5,4997 \text{ ft}$$

**Menghitung Panas Seksi Konveksi**

$$\Sigma Q = 0.173\mathfrak{F} \left[ \left( \frac{T_g}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_s}{100} \right)^4 \right] \alpha_{cp} A_{cp} + h_c A (T_g - T_s) \quad (19.9)$$

- where  $A$  = total tube surface, ft<sup>2</sup>
- $A_{cp}$  = equivalent cold plane surface, ft<sup>2</sup>
- $\mathfrak{F}$  = overall exchange factor, dimensionless
- $h_c$  = convection coefficient, Btu/(hr)(ft<sup>2</sup>)(°F)
- $\Sigma Q$  = total hourly heat transfer to the cold surface, Btu/hr
- $T_g$  = temperature of flue gas leaving the radiant section, °R
- $T_s$  = tube surface temperature, °R
- $\alpha$  = factor by which  $A_{cp}$  must be reduced to obtain effective cold surface, dimensionless

Konveksi dapat disederhanakan dengan asumsi nilai :

$$H_c = 2 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

$$\text{Overall exchange factor} = 0,57$$

$$A = 2 \times \alpha \cdot A_{cp}$$

$$A_{cp}/\text{tube} = \frac{6 \text{ ft} \times 13,6 \text{ ft}}{12}$$

$$= 6,81 \text{ ft}^2$$

$$\text{Rasio Pitch/OD} = \frac{6}{2,875} = 2,09$$

Sehingga didapat  $\alpha$  pada single row pada Kern fig 19.11 dengan nilai 0,88

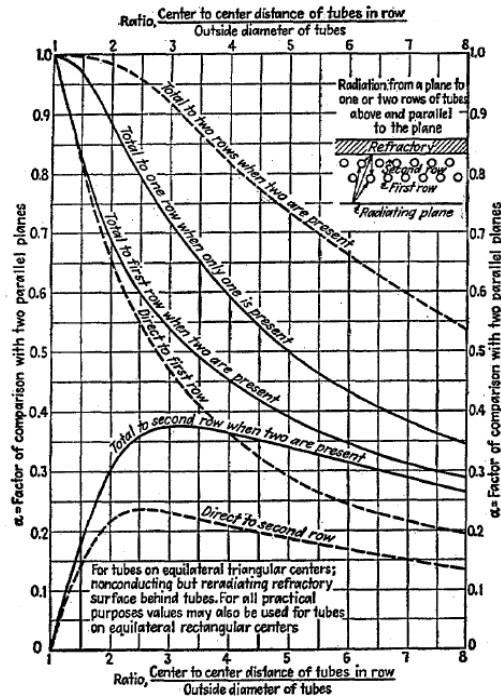


FIG. 19.11. Radiation between a plane and one or more tube rows parallel to the plane. (Courtesy of Hottel.)

$$A_{cp}/tube \times \alpha = 6,81 \text{ ft}^2 \times 0,88$$

$$= 5,9927 \text{ ft}^2$$

$$\alpha \cdot A_{cp} = 5,9927 \text{ ft}^2 \times 55 \text{ tube} = 329,60 \text{ ft}^2$$

Sehingga dapat disederhanakan menjadi

$$\frac{\Sigma Q}{\alpha A_{cp} F} = 0,173 \left[ \left( \frac{T_g}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_s}{100} \right)^4 \right] + 7(T_g - T_s) \quad (\text{Menggunakan Metode of Lobo and Evans})$$

Diketahui

$$T_g = 1730 \text{ } ^\circ\text{F} = 2190 \text{ R}$$

$$T_s = 1730 \text{ } ^\circ\text{F} - 400 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 1330 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 1790 \text{ R}$$

$$\frac{Q}{f \cdot \alpha A_{cp}} = 0,173 \left( \left( \frac{T_g}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_s}{100} \right)^4 \right) + 7(T_g - T_s)$$

$$\frac{Q}{0,57 \times 329,60} = 0,173 \times \left[ \left( \frac{2190}{100} \right)^4 - \left( \frac{1790}{100} \right)^4 \right] + 7(2190 - 1790)$$

$$Q = 548062,8817 \text{ BTU/jam} = 578239,2239 \text{ kJ/jam}$$

Sehingga beban panas seksi radias: 548062,8817 BTU/jam

### Menghitung Jumlah tube seksi Konveksi

a. Menentukan  $\Delta TLMTD$

$$\text{Suhu Umpan Masuk} = 143,07 \text{ } ^\circ\text{C} = 289,53 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu Umpan Keluar} = 380 \text{ } ^\circ\text{C} = 716 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu Gas Masuk} = 1730 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Suhu Gas Keluar} = 572 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{lmtd} = \frac{(\Delta T_2 - \Delta T_1)}{\ln \left( \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)}$$

$$\Delta TLMTD = \frac{144 - 1440,5}{\ln \frac{144}{1440,5}}$$

$$= 562,97 \text{ } ^\circ\text{F}$$

## b. Koefisien Perpindahan Panas

Diprediksi berdasarkan Towler and Sinnott, hal.773 Vol.6 Ed.4

*Hot Fluid* = *gases*

*Cold Fluid* = *Liquid*

Range Ud = 20 - 50 W/m<sup>2</sup>.°C

Dipilih Ud = 30 W/m<sup>2</sup>.°C

## c. Pemilihan Pipa

Dipilih 2,5" NPS, Sch 40

Diameter dalam pipa (Id) = 2,469 in = 0,063 m = 0,206 ft

Diameter luar pipa (OD) = 2,875 in = 0,073 m = 0,240 ft

Luas permukaan/m (a") =  $\pi \times OD = 0,2294 \text{ m}^2/\text{m} = 0,753 \text{ ft}^2/\text{ft}$

Panjang Pipa = 24 ft = 7,3152 m

## d. Luas Perpindahan Panas yang Diperlukan

Dihitung dengan Persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \cdot \Delta t}$$

Dengan hubungan :

A : Luas perpindahan panas yang diperlukan (ft<sup>2</sup>)

Qt : Beban panas (BTU/jam)

Ud : Koefisien Perpindahan Panas Design (BTU/jam.ft<sup>2</sup>.°F)

Δt : Beda suhu rerata (°F)

$$\begin{aligned} A &= \frac{160622,0066 \text{ J/s}}{30 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C} \times 294,98 \text{ °C}} \\ &= 18,15 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

## e. Jumlah tabung yang diperlukan

$$\begin{aligned} n_t &= \frac{A}{a'' \times L} \\ &= \frac{18,15 \text{ m}^2}{0,229 \text{ m}^2/\text{m} \times 7,32 \text{ m}} \\ &= 10,82 = 11 \text{ tube} \end{aligned}$$

Sehingga jumlah pipa seksi konveksi adalah 11 tube

**Dimensi Stack**

Theoritikal draft sebesar 1 mm H<sub>2</sub>O (Towler and Sinnott, hal.774 Vol.6)

$$P_d = 0.35(L_s)(p') \left[ \frac{1}{T_a} - \frac{1}{T_{ga}} \right]$$

Dimana

$P_d$  = Theoritikal Draft (mm)

$L_s$  = Tinggi Stack (m)

$p'$  = Atmospheric Pressure, milibar

$T_a$  = Temperatur Udara (K)

$T_{ga}$  = Temperatur rata-rata flue gas (K)

$$1 = 0,35 \times L_s \times 1013,25 \times \left( \frac{1}{303,15} - \frac{1}{1216,5} \right)$$

Didapat  $L_s = 1,1385$  m

$$A = \frac{3,14 \times D^2 \times L_s}{4}$$

$$18,15 \text{ m}^2 = \frac{3,14 \times D^2 \times 1,1385 \text{ m}}{4}$$

Didapat diameter stack = 4,5053 m

---

**RINGKASAN FURNACE (FU-01)**

Tugas : Memanaskan Dowtherm dari suhu 143,07 °C ke suhu 380 °C

Jenis : *Box Furnace*

Dimensi : 13,6 ft : 9,08 ft : 4,54 ft

Ukuran Tube (OD) : 2,875 in

Jarak antar pusat : 6 in

Kebutuhan Fuel Oil : 495,886 kg/jam

Beban Panas Furnace : 16344320,7 kJ/jam

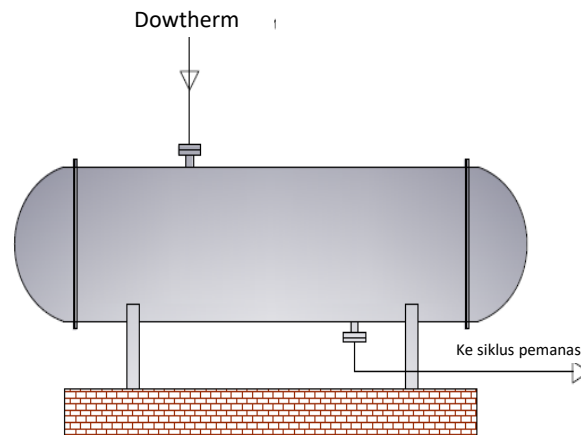
Jumlah Tube Seksi Radiasi : 55 tube

Jumlah Tube Seksi Konveksi : 11 tube



### TANGKI DOWTHERM PEMANAS (TU-03)

Tugas : Menampung pemanas dowtherm  
 Jenis alat: Tangki Silinder Horizontal  
 Sketsa :



Data :

Tekanan operasi : 1 atm

Suhu operasi : 143,07 °C = 416,22 K

Kecepatan massa embunan :

Komponen	BM	(kg/jam)	$\rho$
			(kg/m <sup>3</sup> )
Dowtherm A	170,21	30600	958,36

**Langkah perhitungan:**

1. Volume cairan
2. Volume akumulator
3. Ukuran alat

1. Volume cairan

Dihitung dengan persamaan :

$$V1 = \text{kecepatan volume} \times \text{waktu tinggal}$$

Waktu tinggal diprediksi berdasarkan Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003), waktu tinggal berkisar antara 5 sampai 10 menit

$$\text{Dirancang : waktu tinggal} = 10 \text{ menit}$$

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volume cairan} &= \frac{30600 \text{ kg/jam}}{958,36 \text{ kg/m}^3} \\ &= 31,930 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume cairan (V1)} &= 31,930 \text{ m}^3/\text{jam} \times 10 \text{ menit} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \\ &= 5,3216 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 2. Volume akumulator

Volume akumulator dirancang angka keamanan 20 % maka:

$$\begin{aligned} \text{Volume akumulator (Vt)} &= 120\% \times 5,3216 \text{ m}^3 \\ &= 6,3859 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 3. Ukuran alat

L/D berkisar antara 2,5 - 6 berdasarkan Harry Silla, Harry Silla, Chemical Process Engineering Design and Economics, (2003)

Dirancang : Rasio = 3

$$L = 3 D$$

$$D = \left( \frac{4 V_t}{3 \pi} \right)^{1/3}$$

$$V_t = 6,3859 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned} D &= \left( \frac{4 \times 6,3859 \text{ m}^3}{3 \times 3,14} \right)^{1/3} \\ &= 1,39 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} L &= (3 \times 1,39 \text{ m})^2 \\ &= 4,18 \text{ m} \end{aligned}$$

Holding Time (waktu pengosongan) = 2 - 5 menit (Frank L Evans hal 164)

Diambil holding time = 5 menit

## 4. Perhitungan pelengkap

Dipilih Baja Karbon

Bahan: *Carbon Steel SA-285 grade A* pada suhu -50 - 775 °F (Sinnott."Chemical Engineering Design Principle, Practice and Economics of Plant and Process Design". hal 982)

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

$$\text{Tekanan yang diizinkan (f)} = 12900 \text{ psi} = 9\text{E}+07 \text{ Pa}$$

$$\text{Efisiensi pengelasan (E)} = 0,85$$

$$\text{Faktor korosi (C)} = 4 \text{ mm} = 0,0040 \text{ m}$$

$$\text{Diameter dalam (Ids)} = 1,39 \text{ m} = 54,9 \text{ in}$$

$$\text{Jari-jari dalam shell (ri)} = \text{Ids}/2 = 0,70 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi (P)} &= 1 \text{ atm} = 101325 \text{ Pa} \\
 \text{Tekanan rancangan (P}_{\text{design}}) &= 1,5 \times \text{Tekanan Operasi} \\
 &= 1,5 \times 101325 \text{ Pa} = 151988 \text{ Pa} \\
 \text{Tekanan Gauge (P}_{\text{gauge}}) &= 50663 \text{ Pa}
 \end{aligned}$$

Dihitung dengan persamaan 13.40b Sinnott.2008."Chemical Engineering Design Principle Practice and Economics of Plant and Process Design". Mc.Graw Hill

$$t_s = \frac{P_{\text{gauge}} I_d s}{4fE - 1,2P_{\text{gauge}}}$$

$$t_s = \frac{50663 \text{ Pa} \times 1,39 \text{ m}}{4 \times 9E+07 \text{ Pa} \times 0,85 - 1,2 \times 50663 \text{ Pa}} + 0,0040 \text{ m}$$

$$t_s = 0,0042 \text{ m} = 0,1667 \text{ in}$$

$$\text{Diambil tebal standar} = 3/16 \text{ in} = 0,1875 \text{ in} = 0,0048 \text{ m}$$

$$\text{Diameter luar shell} = I_d s + 2t_s$$

$$= 1,39 \text{ m} + 2 \times 0,0048 \text{ m}$$

$$= 1,4 \text{ m} = 55,3 \text{ in}$$

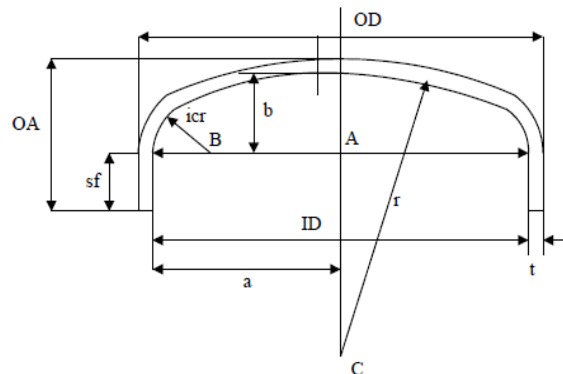
Dari Tabel 5.7 Brownell and young. Dipilih OD kolom standar.

$$\text{OD kolom standar} = 60 \text{ in} = 1,52 \text{ m}$$

#### HEAD

Untuk tekanan operasi antara 15 - 200 psig, digunakan *torispherical head*.

Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell and Young, 1979).



keterangan:

icr = Jari-jari sudut internal (m)

r = Jari-jari kelengkungan (m)

sf = Flange lurus (m)

th = Tebal penutup (m)

OA = Tinggi penutup (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

$$B = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

$$th = \frac{0,885 \cdot P_{gauge} \cdot Ids}{f \cdot \varepsilon - 0,1 \cdot P_{gauge}} + C''$$

$$\begin{aligned} th &= \frac{0,89 \times 50663 \text{ Pa} \times 1,39 \text{ m}}{9E+07 \text{ Pa} \times 0,85 - 0,1 \times 50663 \text{ Pa}} + 0,0040 \text{ m} \\ &= 0,0048 \text{ m} = 0,1901 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal tutup menara standar = 1/4 in = 0,25 in

Tabel 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son, New York.

Dari tabel 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada OD = 60 in dan t = 1/4 in didapat :

$$t = 0,25 \text{ in}$$

$$icr = 3,625 \text{ in}$$

$$r = 60 \text{ in}$$

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada t = 0,25 in, sf = 1,5 - 2,5 in.

dipilih sf = 1,5 in

$$BC = 60 \text{ in} - 4 \text{ in} = 56,4 \text{ in}$$

$$AB = \frac{54,9 \text{ in}}{2} - 4 \text{ in} = 23,8 \text{ in}$$

$$\begin{aligned} B &= 60 \text{ in} - [(56,4 \text{ in})^2 - (23,8 \text{ in})^2]^{0,5} \\ &= 8,91 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} OA &= 1,5 \text{ in} + 8,91 \text{ in} + 0,25 \text{ in} \\ &= 10,7 \text{ in} = 0,2707 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, tinggi head = 0,2707 m

---

**RINGKASAN**  
**TANGKI DOWTHERM PEMANAS (TU-03)**

Tugas : Menampung pemanas dowtherm A

Jenis Alat : Tangki Silinder Horizontal

L/D = 3

D = 1,39 m

L = 4,18 m

Volume cairan = 5,3216 m<sup>3</sup>

Volume akumulator = 6,3859 m<sup>3</sup>

Holding Time = 5 menit

t interface = 10 menit

Bahan Konstruksi = *Carbon Steel SA-285 grade A*

---

**UNIT UDARA TEKAN**

Udara tekan diperoleh dengan memproses udara lingkungan. Udara tekan diperlukan untuk penggerak instrumen-instrumen pengendali. Kebutuhan udara tekan adalah :

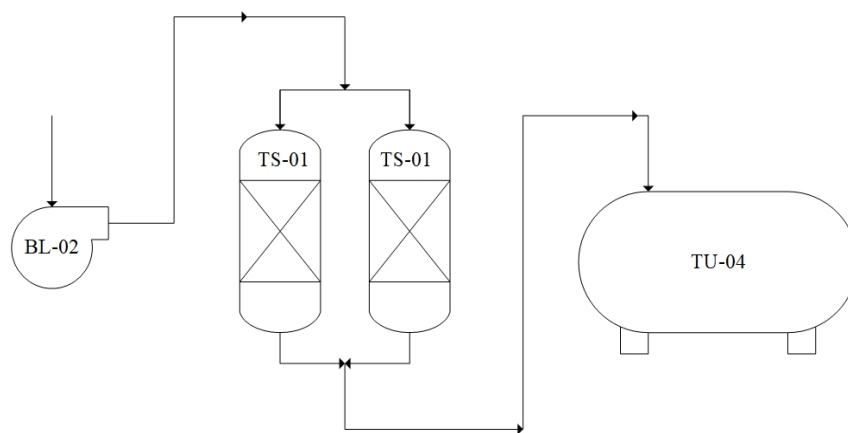
Jumlah instrumen kendali = 22

Kebutuhan setiap instrumen = 2 m<sup>3</sup>/jam

Kec.volumetrik udara tekan = 22 x 2 m<sup>3</sup>/jam  
= 44 m<sup>3</sup>/jam

Over desain 10 % = 48,4 m<sup>3</sup>/jam = 12786 gal/jam

Tekanan operasi = 15 - 20 psig (Kern, hal. 768)  
= 15 psig  
= 29,7 psia  
= 2,02 atm



dimana,

BL = Blower

TS = Tangki silika

TU = Tangki udara tekan

Uraian Proses :

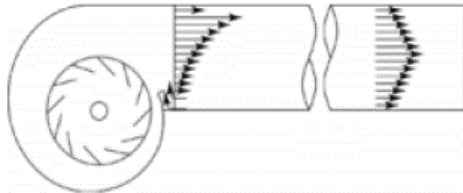
Udara dari lingkungan diambil dan dilewatkan melalui filter udara untuk menyaring debu-debu yang terikat. Kemudian Udara ditekan hingga 4 atm dengan blower (BL-02). Setelah ditekan, udara tekan dilewatkan ke Tangki Silika (TS-01) yang berisi tumpukan SiO<sub>2</sub> untuk menghilangkan kandungan air pada udara tekan sehingga diperoleh udara kering. Selanjutnya udara kering disimpan di TU-04 untuk dialirkan ke alat instrumentasi pengendalian.

---

**BLOWER (BL-02)**

Tugas : Mengalirkan dan menaikkan tekanan udara dari lingkungan ke Tangki Silika (TS-01)

Jenis : Blower Sentrifugal



Data :

$$\text{Suhu (T)} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan Masuk (P1)} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Tekanan Keluar (P2)} = 2,02 \text{ atm}$$

Data Termodinamika :

$$\text{BM udara} = 28,8 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Cp gas} = 67 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\text{R} = 8,314 \text{ kJ/kmol.K} = 0,0821 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K}$$

$$\text{Cv} = 58,686 \text{ kJ/kmol.K}$$

$$\text{Cp/Cv} = 1,1417$$

**Menghitung Kebutuhan Udara**

Kecepatan mol udara

$$n = \frac{48,4 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ atm}}{0,0821 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol.K} \times 303,15 \text{ K}}$$

$$= 1,944664 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol O}_2 = \frac{21\%}{100\%} \times 1,9447 \text{ kmol/jam} = 0,4084 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Mol N}_2 = \frac{79\%}{21\%} \times 0,4084 \text{ kmol/jam} = 1,5363 \text{ kmol/jam}$$

Udara basis kering

Komponen	kmol/jam	Mr	kg/jam
N <sub>2</sub>	1,5363	28,013	43,0359
O <sub>2</sub>	0,4084	31,999	13,0677
Total			56,1037

Udara lingkungan memiliki kelembaban relat = 70%

Dari humidity chart diperoleh:

$$Y' = 0,018 \text{ kg/kg udara kering}$$

$$\begin{aligned} \text{Massa uap air yang terbawa } u_1 &= 0,018 \text{ kg/kg udara kering} \times 56,10 \text{ kg/jam} \\ &= 1,0099 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Menghitung Kecepatan Udara Volumetris

$$\begin{aligned} \text{Jumlah mol udara} &= 56,1037 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 2,20462 \frac{\text{lb}}{\text{kg}} \times \frac{1}{28,85 \text{ lb/lbmol}} \\ &= 4,2872 \text{ lbmol/jam} \end{aligned}$$

Kecepatan udara volumetris

$$Q = \frac{n R T}{P}$$

Dengan:

$$n = 4,2872 \text{ lbmol/jam}$$

$$R = 10,73 \text{ ft}^3 \cdot \text{psi}/(\text{lbmol} \cdot \text{R})$$

$$T = 545,7 \text{ R}$$

$$P = 14,7 \text{ psi}$$

$$Q = \frac{4,2872 \text{ lbmol/jam} \times 10,73 \text{ ft}^3 \cdot \text{psi}/(\text{lbmol} \cdot \text{R}) \times 545,7 \text{ R}}{14,7 \text{ psi}} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}}$$

$$Q = 28,46 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

### Menghitung Power pada Blower

Blower bekerja secara adiabatik, maka menurut Mc. Cabe Smith, 4th Ed., p-189:

$$P = \frac{0,0643 \cdot T_a \cdot \gamma \cdot q_o}{520 (\gamma - 1) \eta} \left[ \left( \frac{P_b}{P_a} \right)^{\frac{1-\gamma}{\gamma}} - 1 \right]$$

dengan: P = power blower (Hp)

T<sub>a</sub> = suhu operasi (°R)

q<sub>o</sub> = jumlah udara yang dialirkan (ft<sup>3</sup>/menit)

η = efisiensi blower

P<sub>a</sub> = tekanan masuk blower (psia)

P<sub>b</sub> = tekanan keluar blower (psia)

$$P_b = 14,7 \times 2,02 = 29,7 \text{ psi}$$

$$\gamma = c_p/c_v = 1,1417$$

$$T_a = 545,67 \text{ R}$$

$$Q_o = 28,46 \text{ ft}^3/\text{menit}$$

$$\eta = 80\%$$



Sehingga didapat power pada blower:

$$P = 1,764 \text{ Hp}$$

### Power motor

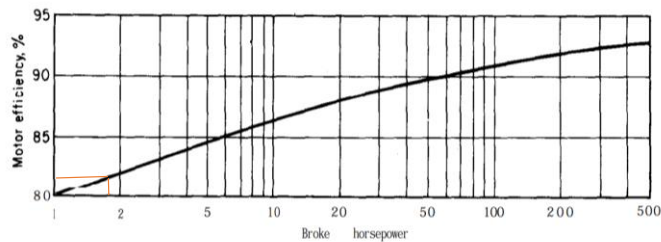


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$P = \frac{1,764}{82,0\%} = 2,15 \text{ Hp}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

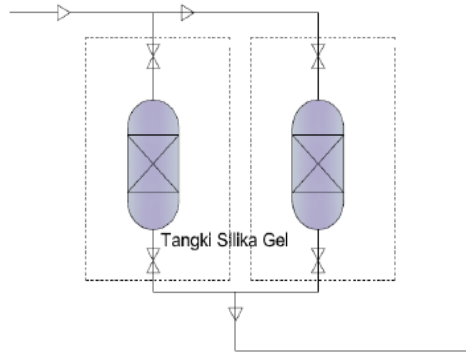
General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 10, 15, 20, 25, 30, 40, 50, 60, 75, 100, 125, 150, 200, 250, 300, 350, 400, 450, and 500.

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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah 3 Hp

**TANGKI SILIKA (TS-01)**

Tugas : Menghilangkan uap air yang masih terkandung dalam udara  
 Jenis Alat : Tangki silinder tegak  
 Sketsa :



Data :

Suhu udara masuk	=	30	°C = 303,15	K
Kelembaban relatif udara masuk	=	0,03	kg-H <sub>2</sub> O/kg-udarakering	
Kelembaban relatif yang diinginkan	=	0	kg-H <sub>2</sub> O/kg-udarakering	
Volume udara tekan	=	48,4	m <sup>3</sup> /jam	
BM udara	=	28,8	kg/kmol	
Massa udara tekan	=	56,006	kg/jam	

**Langkah Perhitungan :**

- 1. Massa air yang diserap**
- 2. Massa Silika gel**
- 3. Ukuran Tangki**

**1. Massa air yang diserap**

Dirancang :

$$\begin{aligned}
 \text{Waktu Kerja} &= 7 \text{ hari sebelum di regenerasi} \\
 \text{Massa Air} &= \text{massa udara} \times \text{kadar uap air dalam udara} \\
 &= 56,006 \text{ kg/jam} \times 0,03 \text{ kg air/kg udara} \\
 &= 1,680 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa air yang harus diserap} &= 1,680 \text{ kg/jam} \times 24 \text{ jam/hari} \times 7 \text{ hari} \\
 &= 282,27 \text{ kg}
 \end{aligned}$$

**2. Massa Silika gel**

Kemampuan penyerapan silika : 0,35 - 0,5 kg air/ kg silika

(Tabel 16-5, Perry 7th ed, 1997)

Dipilih = 0,5 kg air/kg silika

$$\begin{aligned} \text{Massa silika} &= \frac{282,27 \text{ kg air}}{0,5 \text{ kg air/kg silika}} \\ &= 564,54 \text{ kg} \end{aligned}$$

**3. Ukuran Tangki**

Densitas silika gel = 0,8 kg/L = 800 kg/m<sup>3</sup> (Tabel 16-5, Perry 7th ed, 1997)

$$\begin{aligned} \text{Volume silika gel} &= \frac{\text{massa silika gel}}{\text{Densitas silika gel}} \\ &= \frac{564,54 \text{ kg}}{800 \text{ kg/m}^3} \\ &= 0,7057 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang untuk keamanan = 20%

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= 120\% \times 0,7057 \text{ m}^3 \\ &= 0,847 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang : 2 × D = H

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4}$$

$$0,847 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times D^2 \times 2D}{4}$$

$$0,847 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times D^3}{2}$$

$$D^3 = 0,539 \text{ m}^3$$

$$D = 0,814 \text{ m}$$

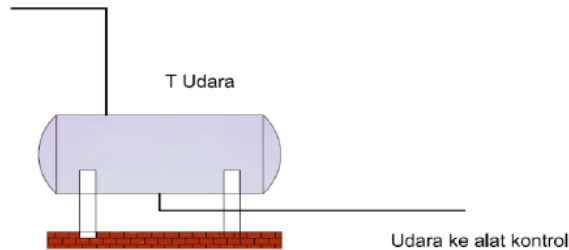
$$H = 1,628 \text{ m}$$

Bahan Konstruksi : Baja Karbon

Jumlah Tangki : 2

**TANGKI UDARA TEKAN (TU-04)**

Tugas : Menampung udara tekan selama 15 menit  
 Jenis alat : Tangki Silinder Horizontal



Data :

Kecepatan mol udara = 1,9447 kmol/jam  
 Tekanan = 4 atm

**Langkah perhitunga :**

1. Volume Tangki
2. Ukuran Alat

**1. Volume Tangki**

$$\begin{aligned} \text{Mol udara yang disimpan} &= 1,9447 \text{ kmol/jam} \times \frac{1 \text{ jam}}{60 \text{ menit}} \times 15 \text{ menit} \\ &= 0,4862 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Udara} &= \frac{n \cdot R \cdot T}{P} \\ &= \frac{0,4862 \text{ kmol} \times 0,0821 \text{ m}^3 \cdot \text{atm/kmol} \cdot \text{K} \times 303,15 \text{ K}}{4 \text{ atm}} \\ &= 3,025 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\text{Over design} = 20\%$$

$$\begin{aligned} \text{Volume Tangki} &= 120\% \times 3,025 \text{ m}^3 \\ &= 3,63 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**2. Ukuran Alat**

Rasio antara panjang : diameter berkisar antara 3 sampai 5 (Wallas, S.T., halaman XIII)  
 Dirancang, rasio (L/D) = 3

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times L}{4}$$

$$3,630 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times D^2 \times 3D}{4}$$

$$3,630 \text{ m}^3 = \frac{3,14 \times 3 \times D^3}{4}$$

$$D^3 = 1,541 \text{ m}^3$$

$$D = 1,155 \text{ m}$$

$$H = 3,465 \text{ m}$$

Bahan Konstruksi : Baja Karbon

---

**PENYEDIAAN LISTRIK**

Dalam pabrik Aseton terdapat berbagai alat yang memerlukan listrik sebagai daya penggerak alat, berikut merupakan kebutuhan dalam pabrik:

**1. Kebutuhan Listrik untuk Alat Proses dan Utilitas**

<b>Alat</b>	<b>Daya (Hp)</b>	<b>kW</b>
Pompa - 01	5	3,729
Pompa - 02	5	3,729
Pompa - 03	5	3,729
Pompa - 04	1	0,746
Pompa - 05	0,5	0,373
Pompa - 06	0,5	0,373
Pompa - 07	0,5	0,373
Pompa - 08	0,5	0,373
Pompa - 09	1,5	1,119
Pompa - 10	0,5	0,373
Pompa - 11	0,5	0,373
Pompa - 12	1,5	1,119
Pompa - 13	1,5	1,119
Pompa - 14	1,5	1,119
Pompa Utilitas - 01	3	2,237
Pompa Utilitas - 02	0,5	0,373
Pompa Utilitas - 03	3	2,237
Pompa Utilitas - 04	0,5	0,373
Pompa Utilitas - 05	0,75	0,559
Pompa Utilitas - 06	3	2,237
Pompa Utilitas - 07	0,5	0,373
Blower - 01	40	29,828
Blower - 02	3	2,237
Cooling Tower - 01	7,5	5,593
<b>Total Daya</b>	<b>69,25</b>	<b>51,640</b>

Kebutuhan listrik untuk instrumentasi dan control sebesar 10% dari kebutuhan alat proses dan utilitas, sehingga dibutuhkan listrik sebesar:

$$\begin{aligned}
 &= 110\% \times 51,6 \text{ kW} \\
 &= 56,8 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

## 2. Kebutuhan Listrik untuk Perkantoran

Dirancang :

Perkantoran terdiri dari 2 lantai, dimana setiap lantai terdiri dari 10 ruangan.

Setiap ruangan terdiri dari 5 AC (masing-masing AC menggunakan listrik sebesar 350 watt), 5 komputer (masing-masing komputer menggunakan listrik sebesar 250 watt), dan 10 lampu (masing-masing lampu sebesar 50 watt). Sehingga total listrik untuk perkantoran yaitu :

$$\text{AC} = 2 \text{ Lantai} \times 10 \text{ Ruangan} \times 5 \text{ AC} \times 350 \text{ watt} = 35000 \text{ watt}$$

$$\text{Komputer} = 2 \text{ Lantai} \times 10 \text{ Ruangan} \times 5 \text{ Komputer} \times 250 \text{ watt} = 25000 \text{ watt}$$

$$\text{Lampu} = 2 \text{ Lantai} \times 10 \text{ Ruangan} \times 10 \text{ Lampu} \times 50 \text{ Watt} = 10000 \text{ watt}$$

Total kebutuhan listrik untuk perkantoran :

$$\text{Total} = \text{Listrik AC} + \text{Listrik Komputer} + \text{Listrik Lampu}$$

$$= 35000 + 25000 + 10000$$

$$= 70000 \text{ watt}$$

$$= 70 \text{ kW}$$

## 3. Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

Dirancang :

Untuk penerangan taman, parkir, gudang, dan lain-lain pada malam hari digunakan 1000 lampu dengan masing-masing lampu berdaya 50 watt.

Sehingga :

$$1000 \text{ lampu} \times 50 \text{ watt} = 50000 \text{ watt} = 50 \text{ kW}$$

### Total Kebutuhan Listrik Pabrik Aseton

Total kebutuhan listrik :

$$\text{Listrik Proses} \quad 56,8 \text{ kW}$$

$$\text{Listrik Perkantoran} \quad 70 \text{ kW}$$

$$\text{Listrik Penerangan} \quad 50 \text{ kW}$$

$$\text{Total} \quad 177 \text{ kW}$$

$$\text{Over design } 20 \% = 120 \% \times 176,8 \text{ kW}$$

$$= 212,2 \text{ kW}$$

$$\text{Dibulatkan menjadi } 220 \text{ kW}$$

Listrik dipenuhi oleh PLN (Perusahaan Listrik Negara), dipakai sebesar 220 kW dan apabila ada pemutusan listrik dari PLN, maka digunakan Generator Listrik sebesar 220 kW sebagai cadangan listrik.

**Generator**

Fungsi : Membangkitkan listrik sebagai cadangan untuk keperluan proses, utilitas, dan umum

Jenis Alat : Generator Bahan Bakar Solar

Diketahui daya yang diperlukan pabrik adalah :

$$= 220 \text{ kW} \times \frac{0,9487 \text{ BTU}}{1 \text{ kW.s}} \times \frac{1,0551 \text{ kJ}}{\text{BTU}} \times \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ jam}}$$

$$= 792770,909 \text{ kJ/jam}$$

Diperkirakan mati listrik 4 kali sebulan selama 3 jam tiap kali mati  
Maka daya yang harus disediakan :

$$= 792770,909 \text{ kJ/jam} \times \frac{3 \text{ jam}}{\text{minggu}} \times \frac{52 \text{ minggu}}{\text{tahun}}$$

$$= 123672261,8 \text{ kJ/tahun}$$

Kebutuhan Bahan Bakar

Densitas Bahan Bakar = 840 kg/m<sup>3</sup> (Pada suhu 15°C)

$$\text{SPGR solar} = \frac{\rho \text{ solar}}{\rho \text{ water}} = \frac{840 \text{ kg/m}^3}{1036,5 \text{ kg/m}^3} = 0,8104$$

$$\text{Degrees API} = \frac{141,5}{s} - 131,5$$

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{0,8104} - 131,5$$

$$= 43,106$$

Mencari Heating value dengan menggunakan grafik fig. 27-3 perry ed.7

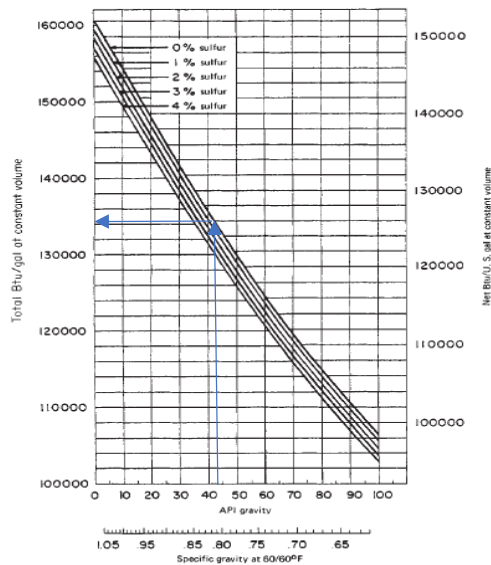


FIG. 27-3 Heat of combustion of petroleum fuels. To convert Btu/US gal to kJ/m<sup>3</sup>, multiply by 278.7.



Dari grafik tersebut didapatkan heating value sebesar

$$= 37403888 \text{ kJ/m}^3$$

Efisiensi Pembakaran = 80%

$$\begin{aligned} \text{Densitas Bahan Bakar (suhu } 30^{\circ}\text{C)} &= 1022,9 \text{ kg/m}^3 \times 0,8104 \\ &= 828,93 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Sehingga kebutuhan bahan bakar

$$\begin{aligned} &= \frac{Q_t}{\text{eff} \times \text{NHV}} \\ &= \frac{123672261,8 \text{ kJ/tahun}}{80\% \times 37403888 \text{ kJ/m}^3} \\ &= 4,133 \text{ m}^3/\text{tahun} \\ &= 0,433 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

**PENYEDIAAN BAHAN BAKAR**

Bahan bakar yang digunakan adalah biosolar

Kebutuhan bahan bakar pada pabrik Aseton meliputi :

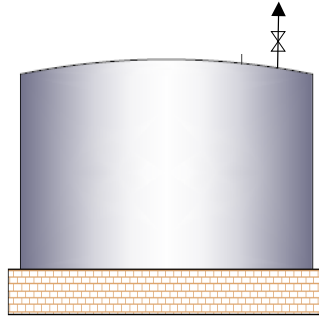
$$\begin{aligned} \text{Furnace} &= 495,88585 \text{ kg/jam} \\ &= 495,89 \text{ kg/jam} \times \frac{\text{m}^3}{828,93 \text{ kg}} \times \frac{24 \text{ jam}}{\text{hari}} \times \frac{330 \text{ hari}}{\text{tahun}} \\ &= 4737,908 \text{ m}^3/\text{tahun} \\ \text{Generator} &= 4,133 \text{ m}^3/\text{tahun} \\ \text{Total} &= 4737,908 \text{ m}^3/\text{tahun} + 4,133 \text{ m}^3/\text{tahun} \\ &= 4742,041 \text{ m}^3/\text{tahun} \\ &= 496,318 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### TANGKI BAHAN BAKAR (TU-05)

Tugas : Menyimpan bahan bakar solar sebanyak 496,3184 kg/jam dengan tekanan 1 atm dan waktu tinggal 7 hari

Tipe alat : Tangki Silinder Tegak Beratap Torispherical Head

Sketsa :



#### Kondisi Operasi:

Suhu (T) = 30 °C = 303,15 K

Tekanan(P) = 1 atm = 14,7 psia

Kapasitas untuk waktu tinggal 7 hari

Bahan yang disimpan: Biosolar

Data: (dianggap kandungan biosolar adalah  $C_{16}H_{34}$ )

Data diperoleh dari Carl L. Yaws, Chemical Properties Handbook, 1999

#### Tekanan Uap

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
$C_{16}H_{34}$	99,1091	-7,5E+03	-3,2E+01	1,05E-02	1,23E-12

Densitas ( $\rho$ ) = 828,935 kg/m<sup>3</sup>

$$\text{Volume fluida} = \frac{m}{\rho} = \frac{496,3184 \text{ kg/jam}}{828,93 \text{ kg/m}^3} = 0,5987 \text{ m}^3/\text{jam}$$

#### Langkah perhitungan:

1. Menentukan Volume, Diameter, dan Tinggi Tangki
2. Tekanan Perancangan
3. Menghitung Tebal *Shell*
4. Menentukan Tebal dan Tinggi *Head*

## 1. Menentukan Volume, Diameter, dan Tinggi Tangki

Volume bahan = kecepatan volume x waktu tinggal

$$V = 0,5987 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 24 \frac{\text{jam}}{\text{hari}} \times 7 \text{ hari}$$

$$= 100,5887 \text{ m}^3 \text{ (Volume Cairan)}$$

### Volume Tangki

Dirancang angka keamanan 20%

$$V_t = 100,5887 \text{ m}^3 \times 120\%$$

$$= 120,7065 \text{ m}^3 \times \frac{1 \text{ barrel}}{0,1590 \text{ m}^3} = 759,2224 \text{ barrel}$$

Ukuran tangki dipilih berdasarkan Appendix E Brownell and Young, item 1

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 Tank Diameter (ft)	2 Approx. Capacity per Foot of Height (bbl)	3 Tank Height (ft)																		
		4 Number of Courses in Completed Tank																		
		5 12	6 18	7 24	8 30	9 36	10 42	11 48	12 54	13 60										
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	3,490	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	274,300	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
200	5595	...	...	...	167,900	201,400	235,000	268,600	284,500	322,300	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...
220	6770	...	...	...	203,100	243,700	284,400	322,300	363,000	403,700	...	...	...	...	...	...	...	...	...	...

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 1½-in. maximum permissible thickness of shell plates and the maximum allowable design stresses.

346

Kapasitas standar : 1010 barrel

$$\text{Diameter tangki, } D_t = 20 \text{ ft} \times \frac{0,3048 \text{ m}}{\text{ft}} = 6,096 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki, } H_t = 18 \text{ ft} \times \frac{0,3048 \text{ m}}{\text{ft}} = 5,486 \text{ m}$$

## 2. Tekanan Perancangan

Tekanan perancangan dibuat lebih 20% dari tekanan operasi untuk faktor keamanan,

$$\text{Tekanan Perancangan} = 1,2 \times 14,7 \text{ psia}$$

$$= 17,64 \text{ psia}$$

**3. Menghitung Tebal Shell**

Dipilih bahan Carbon Steel SA 283 Grade C dengan spesifikasi:

Allowable stress (f) = 12650 (Brownell and Young, table 13.1, page 521)

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).

$$ts = \frac{\rho_L(H - 1)12 ID}{2. f. E. 144} + C$$

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/ft<sup>3</sup>)

(Brownell and Young, page 254)

Maka:

$$\rho = 828,9347 \text{ kg/m}^3 = 51,7487 \text{ lb/ft}^3$$

$$ts = \frac{51,7487 \text{ lb/ft}^3 \times (H - 1) \times 12 \times 20 \text{ ft}}{2 \times 12650 \times 80\% \times 144} + 0,125 \text{ in}$$

Tebal dinding standar diperoleh dari Appendix E item 2, Brownell and Young, page 347.

Item 2. Shell Plate Thicknesses for Typical Sizes of Tanks with 72-in. Butt-welded Courses  
Recommended by API Standard 12 C  
(Courtesy of American Petroleum Institute)

1 Tank Diam (ft)	2 Tank Height (ft)										12 Maximum Allowable Height for Diameters Listed (ft)
	3 Number of Courses in Completed Tank										
	4 Shell Plate Thickness (In.)										
	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	
10	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...	...	...
15	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...	...	...
20	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	...	...	...
25	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.20	0.22	...
30	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.26	...
35	3/8	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.27	0.30	...
40	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.21	0.24	0.28	0.31	0.35	...
45	3/8	3/8	3/8	3/8	0.19	0.23	0.27	0.31	0.35	0.39	...
50	3/4	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.30	0.35	0.39	0.43	...
60	3/4	3/4	3/4	3/4	0.26	0.31	0.36	0.41	0.47	0.52	...
70	3/4	3/4	3/4	0.25	0.30	0.36	0.42	0.48	0.54	0.61	...
80	3/4	3/4	3/4	0.27	0.34	0.41	0.48	0.55	0.62	0.69	...
90	3/4	3/4	3/4	0.31	0.38	0.46	0.54	0.62	0.70	0.78	...
100	3/4	3/4	0.25	0.34	0.43	0.51	0.60	0.69	0.78	0.86	...
120	3/4	3/4	0.30	0.41	0.51	0.62	0.72	0.83	0.93	1.03	...

Tebal dihitung dari atas

Lembar ke-	H, ft	Tebal Shell, in	Tebal Standar, in
1	0 sampai 6	0,1463	0,1875
2	6 sampai 12	0,1719	0,1875
3	12 sampai 18	0,1974	0,1875

: Tebal dinding yang dipilih

#### 4. Menentukan Tebal dan Tinggi Head

##### Tebal Head

Tangki yang digunakan berbentuk silinder tegak dengan bentuk *Torispherical Head*.

Sehingga perhitungan sebagai berikut :

$$t_{\text{head}} = \frac{P ID}{2fE - 0,2P} + C \quad (\text{Brownell and Young, hal 256 pers 13.10})$$

Dimana :

t = Tebal Head (in)

P = Tekanan perancangan (psia)

d = Jari Jari (in)

f = Allowable Stress (psi)

E = Efisiensi Sambungan

C = Faktor Korosi (in)

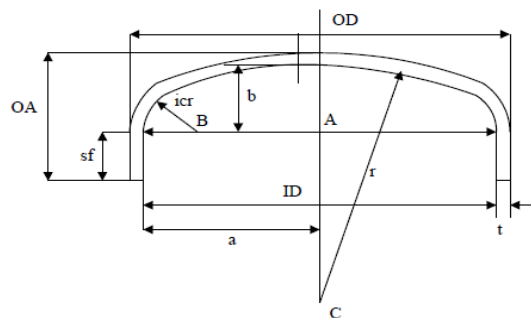
$$t_{\text{head}} = \frac{17,64 \text{ psia} \times 20 \text{ ft} \times 12 \text{ in/ft} + 0,125 \text{ in}}{[2 \times 12650 \times 0,8] - [0,2 \times 17,64]}$$

$$= 0,1424 \text{ in}$$

Maka diambil Tebal Head standar 0,1875 in.

Bahan head diambil sama dengan shell, sehingga nilai f dan C sama (Brownell and Young, 1979).

##### Tinggi Head



keterangan:

icr = Jari-jari sudut internal (in)

r = Jari-jari kelengkungan (in)

sf = Flange lurus (in)

th = Tebal penutup (in)

OA = Tinggi penutup (in)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$OA = sf + B + th$$

$$B = r - \sqrt{BC^2 - AB^2}$$

$$BC = r - icr$$

$$AB = \frac{Ids}{2} - icr$$

$$OD = ID + 2 ts = 20 + 2 \cdot 0,016 = 20,03 \text{ in}$$

Dari tabel 5.7 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada OD = 22 in dan t = 3/16 in didapat :

$$t = 0,1875 \text{ in}$$

$$icr = 1,375 \text{ in}$$

$$r = 21 \text{ in}$$

Dari table 5.6 Brownell and Young.1959."Process Equipment Design". Jhon Willey and Son. Pada t = 0,1875 in, sf = 1,5 - 2 in.

$$\text{dipilih sf} = 1,5 \text{ in}$$

$$BC = 21 \text{ in} - 1 \text{ in} = 20 \text{ in}$$

$$AB = \frac{6 \text{ in}}{2} - 1 \text{ in} = 1,673 \text{ in}$$

$$B = 21 \text{ in} - \left[ (20 \text{ in})^2 - (1,673 \text{ in})^2 \right]^{0,5}$$

$$= 1,44644 \text{ in}$$

$$OA = 1,5 \text{ in} + 1,446 \text{ in} + 0,188 \text{ in}$$

$$= 3,134 \text{ in} = 0,0796 \text{ m}$$

$$\text{Maka, tinggi head} = 0,0796 \text{ m}$$

**RINGKASAN TANGKI BAHAN BAKAR (TU-05)**

Tugas : Menyimpan bahan bakar solar sebanyak 496,3184 kg/jam dengan tekanan 1 atm dan waktu tinggal 7 hari

Tipe Alat : Tangki Silinder Tegak Beratap Torispherical Head

**Kondisi Operasi**

Tekanan : 1 atm

Suhu : 30 °C

**Dimensi Tangki**

Volume : 1010 barrel

Diameter : 6,096 m

Tinggi : 5,4864 m

Tinggi Head: 0,0796 m

Tebal Shell :

Lembar ke-	H, ft	Tebal Shell, in
1	6	0,1875
2	12	0,1875
3	18	0,1974

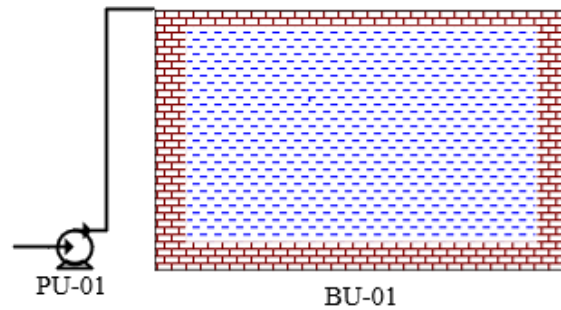
Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*



### Pompa Utilitas (PU-01)

Tugas : Mengalirkan air yang dibutuhkan pada utilitas dari truk tangki unit pembelian ke Bak Air Bersih (BU-01)

Alat : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

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

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
H <sub>2</sub> O	18,02	11788,50	1,00

#### Densitas Fase Cair

Dihitung dengan persamaan:

$$\rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dengan hubungan :

$\rho_l$  : rapat massa fase cair [ g/mL ]

A, B, n, dan T<sub>c</sub> : konstanta konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Data diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>
H <sub>2</sub> O	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Viskositas Fasa Cair**

Persamaan yang digunakan:

$$\mu_i = 10^{(A + \frac{B}{T} + CT + DT^2)} \cdot 10^{-3}$$

Dimana:

$\mu$  = Viskositas (kg/ms)

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,809E-06

Langkah Perhitungan :

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Menentukan Kapasitas Pompa
4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
5. Menghitung Head Pompa
6. Menghitung Kecepatan Spesifik
7. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
9. Menentukan Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai  $10^5$  gallon/menit (0,00909 sampai 454,609  $m^3$ /jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada tangki unit pembelian

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Bak Air Bersih (BU-01)

- Tinggi *Discharge Head* = 4,00 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

### 3. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\text{Densitas } (\rho) = 1022,8753 \text{ kg/m}^3 = 63,8554 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume tangki unit pembelian} = 24000 \text{ liter} = 24 \text{ m}^3$$

$$\text{Waktu pengosongan tangki unit pembelian} = 20 \text{ menit}$$

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir pompa (Q)} &= \frac{\text{Volume Truk Tangki}}{\text{Waktu Pengosongan}} = \frac{24 \text{ m}^3}{20 \text{ menit}} = 1,2 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \\ &= \frac{72 \text{ m}^3}{\text{jam}} = \frac{317,03 \text{ gall}}{\text{menit}} = \frac{42,378 \text{ ft}^3}{\text{menit}} \end{aligned}$$

### 4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, page 496})$$

Diketahui, Diopt : Diameter Pipa Optimum (in)  
 Q : Kecepatan Volume Fluida (ft<sup>3</sup>/s)  
 ρ : Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

$$\begin{aligned} \text{Diopt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,7063^{0,45} \times 63,855^{0,13} \\ &= 5,7251 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
½	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1¼	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1½	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¾	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2½	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	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	1.560	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6

Normal Pipe Size, Nps = 6 in  
 Schedule Number, Sch = 40  
 Outside Diameter, OD = 6,625 in = 0,1683 m  
 Inside Diameter, ID = 6,065 in = 0,1541 m  
 Flow Area per pipe = 28,9 in<sup>2</sup> = 0,0173 m<sup>2</sup>

**Kecepatan aliran dalam pipa :**

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0200 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0173 \text{ m}^2} = 1,1529 \text{ m/s}$$

**Viskositas Cairan**

$$\mu_l = 0,0008 \text{ kg/m.s} = 0,0005 \text{ lb/ft.s}$$

**Reynold Number :**

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho l \times v \times ID}{\mu l} \\
 &= \frac{1022,88 \times 1,1529 \times 0,1541}{0,0008} \\
 &= 222900,584 \text{ (Turbulence)}
 \end{aligned}$$

**Bahan Konstruksi :**

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

(White, F.M. *Fluid Mechanics*, 2011, page 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.00007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Plastic	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
	Drawn tubing	0.00005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
Rough		0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Dipilih : *Commercial Steel*

$$\text{Kekasaran Pipa, } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,000046 \text{ m}$$

Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/ID = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,154051 \text{ m}} = 0,000297$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram *Moody* (White, F.M. *Fluid Mechanics*, page 370)

Dimana,  $\epsilon/ID = 0,000297$   
 $Re = 222900,584$

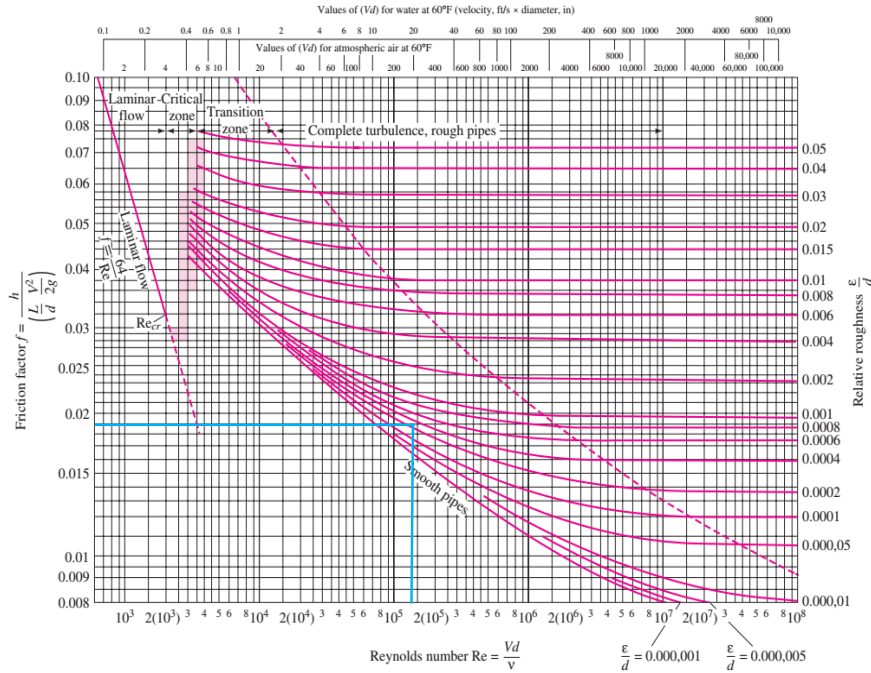


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,019$

**Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)**

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Ludwig E. E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Vol 1 3rd Ed.,1999 Fig 2.21 page 87 yaitu sebagai berikut :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	16	1	16	4,9
<i>Sudden contraction</i>	6	1	6	1,8
<i>Swing check valve</i>	40	1	40	12,2
<i>Globe valve, open</i>	160	1	160	48,8
<i>Standart elbow</i>	16	4	64	19,5
<i>Standart tee</i>	35	0	0	0,0
Total ( $\Sigma Le$ )				87,2

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus (L) dirancang sepanjang} &= 10 \text{ m} \\ \Sigma L_e + L &= 97,2 \text{ m} \\ &= 318,81 \text{ ft} \end{aligned}$$

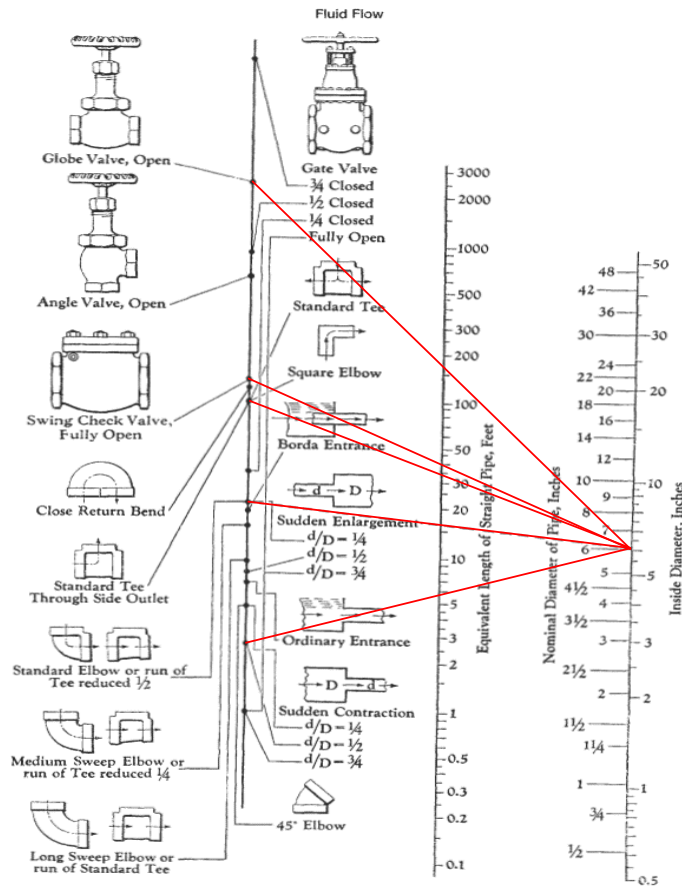


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

##### a. Head Pompa karena faktor friksi (hf)

Head Pompa karena faktor friksi (hf) dapat dihitung dengan **Persamaan Darcy-Weisbach** yaitu:

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

Dimana :

hf : Head karena faktor friksi

f : Faktor friksi

L : Panjang Pipa (m)

ID : Diameter dalam pipa (m)

V : Kecepatan linier fluida (m/s)

g : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik. J. I *Pump Handbook* 3<sup>rd</sup> Ed., 2001 page 8.34)

$$h_f = 0,019 \times \frac{97,2 \text{ m} \left[ 1,1529 \text{ m/s} \right]^2}{0,1541 \text{ m}^2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_f = 0,812 \text{ m} = 2,6647 \text{ ft}$$

### b. Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan **Persamaan Bernoulli**, yaitu :

$$H = h_f + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_1$$

(White. F. M *Fluid Mechanics* 5<sup>th</sup> Ed., page 763)

P1=P2, maka:

$$\begin{aligned} H &= 0,812 + \left( \frac{1,1529^2}{2 \cdot 9,807} + 4,00 \right) - \left( \frac{0^2}{2 \cdot 9,807} + 1 \right) \\ &= 0,812 + 4,0678 - 1 \\ &= 3,880 \text{ m} = 12,73 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{n Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194})$$

Dengan hubungan :

Ns = Kecepatan spesifik (rad)

N = Kecepatan putar (rpm)

Q = Kapasitas Pompa (gall/menit)

H = Head Pompa (ft)

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar dipilih : 350 rpm (trial)

Faktor slip : 5 %



$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 350 \text{ rpm} \times 0,95 \\ &= 332,5 \text{ rpm} = 34,802 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\text{Stage} = 1$$

Maka,

$$N_s = \frac{332,5 \text{ rpm} \times (317,0 \text{ gall/min})^{0,5}}{(12,730 \text{ ft})^{0,75}}$$

$$N_s = 878,47403 \text{ rpm}$$

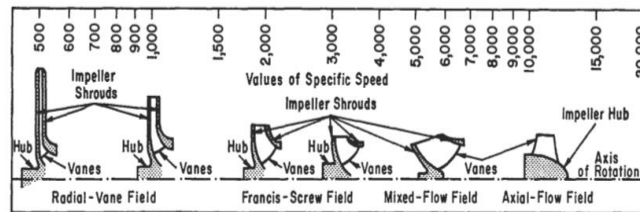


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan figure 3-47 *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, dengan  $N_s = 878,47 \text{ rpm}$ , maka dipakai jenis impeller *Radial-Vane Field*.

## 6. Menghitung *Net positive Suction Head (NPSH)*

### a. *Net positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)*

Penentuan *Net Positive Suction Head (NPSH)* didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* persamaan 5-10a halaman 326 yaitu:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left( \frac{10,2 \text{ m/bar}}{\text{spgr}} \right) - h_{SL}$$

$$S = \text{Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Spgr} = \text{Specific Gravity} = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}} = \frac{1022,8753 \text{ kg/m}^3}{1022,8753 \text{ kg/m}^3} = 1$$

$$h_{SL} = \text{Friksi dari suction}$$

**Menentukan head friksi pada suction:**

$$f = \text{Friction Factor} = 0,019$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 1,1529 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,1541 \text{ m}$$

Panjang pipa lurus (L) = 4 m

Panjang Ekvivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden contraction</i>	6	1	6	1,8
<i>Globe valve, open</i>	160	1	160	48,8
<i>Standart elbow</i>	16	2	32	9,8
Total (Σ Le)				60,4

$L + \Sigma Le = \text{Panjang pipa total} = 64,4 \text{ m}$

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$h_{SL} = 0,019 \times \frac{64,4 \text{ m} \left[ 1,1529 \text{ m/s} \right]^2}{0,1541 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_{SL} = 0,538 \text{ m} = 1,7647 \text{ ft}$$

#### Menentukan tekanan uap fluida

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,0419 \text{ atm} = 0,0425 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 2 + \left( 1,0133 - 0,0425 \right) \times \frac{10,2}{1,000} - 0,538 \\ &= 11,3640 \text{ m} \end{aligned}$$

#### b. *Net positive Suction Head yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)*

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 332,5 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 1,2 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$NPSH_R = \left( \frac{332,5}{1200} \right)^{4/5} \times 1,2^{2/3}$$

$$= 0,4045 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

## 7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

Penentuan *Brake Horse Power* (BPH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* pers 5-24 halaman 336 yaitu sebagai berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Spgr}}{3960 \cdot e}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Hp)

Q = Kapasitas pompa (gall/menit) = 317,03 gall/menit

H = Head Pompa (ft) = 12,7296 ft

spgr = *Specific gravity* = 1,00

e = Efisiensi

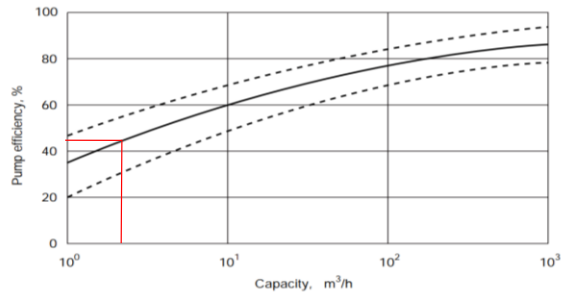


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 45 %

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{317,0268 \times 12,7296 \times 1,0000}{3960 \times 0,45} \\ &= 2,2647 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 8. Menentukan Motor Standar

Dari Buku *Plant Design and Economy for Chemical Engineering* ., 1991 by Peter and Timmerhaus, Fig 14.38, page 521 didapat efisiensi motor pada

BHP = 2,26 Hp yaitu:

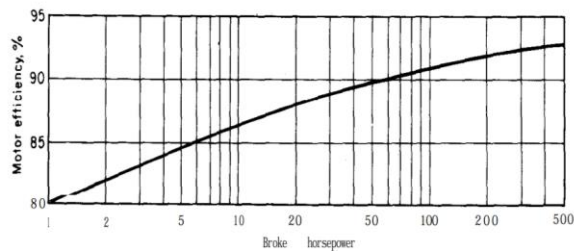


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi} &= 82 \% \\ \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{2,26}{0,82} \\ &= 2,7618 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah 3 Hp

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU-01)**

**Tugas :** Mengalirkan air yang dibutuhkan pada utilitas dari truk tangki unit pembelian ke Bak Air Bersih (BU-01)

**Jenis :** *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS	=	6	in
Schedule Number	=	40	
OD	=	6,625	in
ID	=	6,065	in

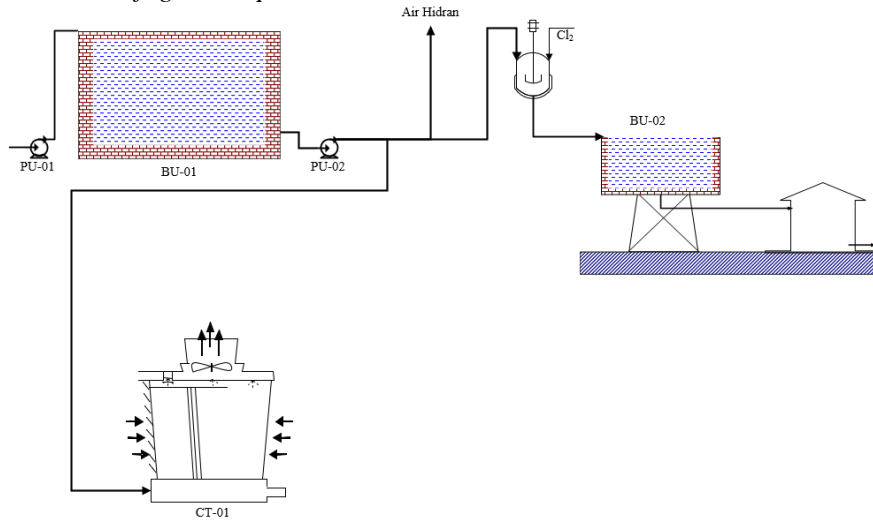
**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir	=	1,2	m <sup>3</sup> /menit
Head pompa	=	3,880	m
Kecepatan Putar	=	332,5	rpm
Kecepatan Spesifik	=	878,47	rpm
NPSH <sub>A</sub>	=	11,364	m
NPSH <sub>R</sub>	=	0,4045	m
Daya Motor	=	3	Hp

### Pompa Utilitas (PU-02)

Tugas : Mengalirkan air yang dibutuhkan pada utilitas dari Bak Air Bersih (BU-01) ke Bak Air Kantor dan Rumah Tangga (BU-02), air hidran, dan air make-up CT-01

Alat : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

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

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
H <sub>2</sub> O	18,02	1473,56	1,00

#### Densitas Fase Cair

Dihitung dengan persamaan:

$$\rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dengan hubungan :

$\rho$  : rapat massa fase cair [ g/mL ]

A, B, n, dan T<sub>c</sub> : konstanta konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Data diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>
H <sub>2</sub> O	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Viskositas Fasa Cair**

Persamaan yang digunakan:

$$\mu_i = 10^{\left(A + \frac{B}{T} + CT + DT^2\right)} 10^{-3}$$

Dimana:

$\mu$  = Viskositas (kg/ms)

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,809E-06

Langkah Perhitungan :

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Menentukan Kapasitas Pompa
4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
5. Menghitung Head Pompa
6. Menghitung Kecepatan Spesifik
7. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
9. Menentukan Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai  $10^5$  gallon/menit (0,00909 sampai 454,609  $m^3$ /jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada bak penyimpanan

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk tangki klorinasi (TU-01)

- Tinggi *Discharge Head* = 4,00 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

### 3. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\text{Densitas } (\rho) = 1022,8753 \text{ kg/m}^3 = 63,8554 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir pompa (Q)} &= \frac{\text{Massa fluida}}{\text{Densitas fluida}} \\ &= \frac{1473,56 \text{ kg/jam}}{1022,8753 \text{ kg/m}^3} = 1,4406 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= 50,8746 \text{ ft}^3/\text{jam} = 380,59 \text{ gall/jam} \end{aligned}$$

### 4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Ukuran Diameter Pipa Optimum didapat dari persamaan:

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, page 496})$$

Diketahui,  $D_{\text{iopt}}$  : Diameter Pipa Optimum (in)



$$\begin{aligned}
 Q & : \text{Kecepatan Volume Fluida (ft}^3/\text{s)} \\
 \rho & : \text{Densitas Fluida (lb/ft}^3\text{)} \\
 \text{Diopt} & = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 & = 3,9 \times 0,0141^{0,45} \times 63,855^{0,13} \\
 & = 0,9848 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.23
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	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
2 1/2	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
		40	13.25	138	3.665	3.47	54.6

*Normal Pipe Size, Nps* = 1 1/4 in  
*Schedule Number, Sch* = 40  
*Outside Diameter, OD* = 1,66 in = 0,0422 m  
*Inside Diameter, ID* = 1,38 in = 0,0351 m  
*Flow Area per pipe* = 1,5 in<sup>2</sup> = 0,0009 m<sup>2</sup>

**Kecepatan aliran dalam pipa :**

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0004 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0009 \text{ m}^2} = 0,4444 \text{ m/s}$$

**Viskositas Cairan**

$$\mu_l = 0,0008 \text{ kg/m.s} = 0,0005 \text{ lb/ft.s}$$

**Reynold Number :**

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho l \times v \times ID}{\mu l} \\
 &= \frac{1022,9 \times 0,4444 \times 0,0351}{0,0008} \\
 &= 19551,4652 \text{ (Turbulence)}
 \end{aligned}$$

**Bahan Konstruksi :***Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts*(White, F.M. *Fluid Mechanics*, 2011, page 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.00007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Plastic	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
	Drawn tubing	0.00005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Dipilih : *Commercial Steel*

$$\text{Kekasaran Pipa, } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,000046 \text{ m}$$

Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/ID = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,035052 \text{ m}} = 0,001304$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram *Moody* (White, F.M. *Fluid Mechanics*, page 370)

Dimana,  $\epsilon/ID = 0,001304$   
 $Re = 19551,4652$

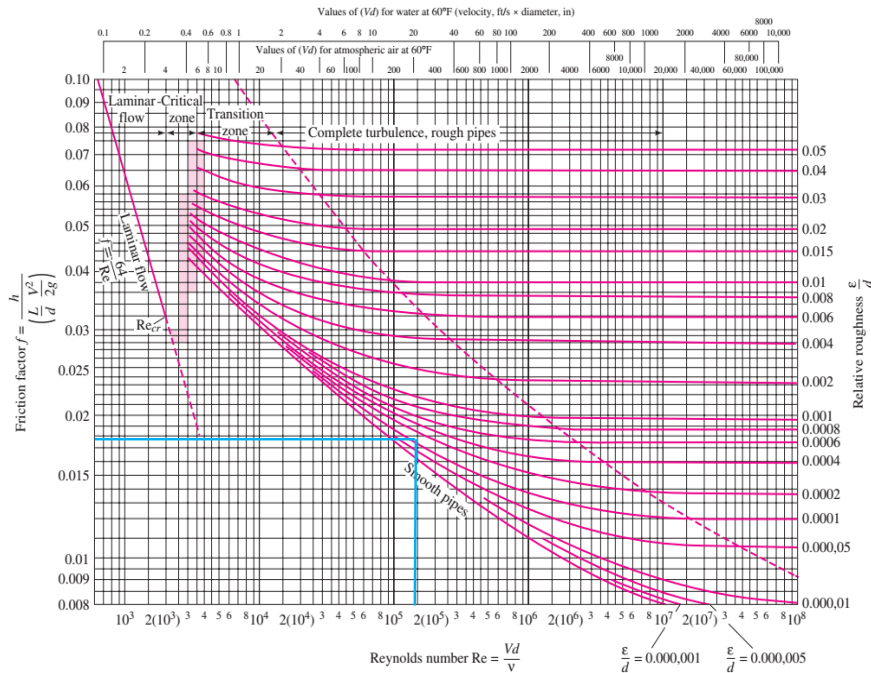


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,0178$

**Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)**

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Ludwig E. E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Vol 1 3rd Ed., 1999 Fig 2.21 page 87 yaitu sebagai berikut :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	3,5	3	10,5	3,2
<i>Sudden contraction</i>	1,25	1	1,25	0,4
<i>Swing check valve</i>	9	1	9	2,7
<i>Globe valve, open</i>	40	1	40	12,2
<i>Standart elbow</i>	3,5	7	24,5	7,5
<i>Standart tee</i>	8	2	16	4,9
Total ( $\Sigma Le$ )				30,9

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus (L) dirancang sepanjang} &= 24 \text{ m} \\ \Sigma L_e + L &= 54,9 \text{ m} \\ &= 179,99 \text{ ft} \end{aligned}$$

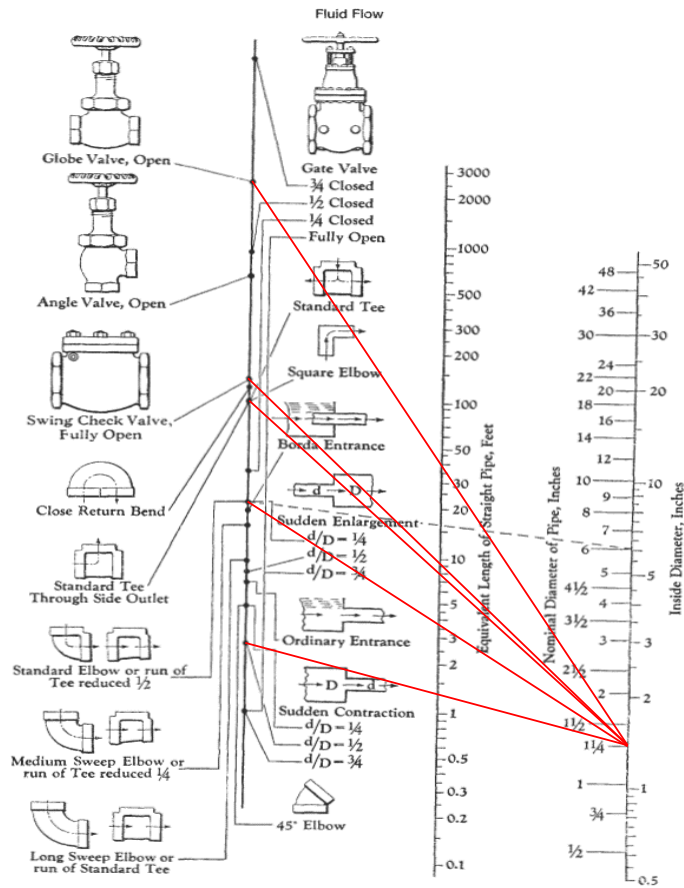


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

##### a. Head Pompa karena faktor friksi (hf)

Head Pompa karena faktor friksi (hf) dapat dihitung dengan **Persamaan Darcy-Weisbach** yaitu:

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

Dimana :

hf : Head karena faktor friksi

f : Faktor friksi

L : Panjang Pipa (m)

ID : Diameter dalam pipa (m)

V : Kecepatan linier fluida (m/s)

g : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik. J. I *Pump Handbook* 3<sup>rd</sup> Ed., 2001 page 8.34)

$$h_f = 0,0178 \times \frac{54,9 \text{ m} \left[ 0,4444 \text{ m/s} \right]^2}{0,0351 \text{ m}^2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_f = 0,281 \text{ m} = 0,9205 \text{ ft}$$

### b. Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan **Persamaan Bernoulli**, yaitu :

$$H = h_f + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_1$$

(White. F. M *Fluid Mechanics* 5<sup>th</sup> Ed., page 763)

P1=P2, maka:

$$\begin{aligned} H &= 0,281 + \left( \frac{0,4444^2}{2 \cdot 9,807} + 4,00 \right) - \left( \frac{0^2}{2 \cdot 9,807} + 1 \right) \\ &= 0,281 + 4,0101 - 1 \\ &= 3,291 \text{ m} = 10,796 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{n Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194})$$

Dengan hubungan :

Ns = Kecepatan spesifik (rad)

N = Kecepatan putar (rpm)

Q = Kapasitas Pompa (gall/menit)

H = Head Pompa (ft)

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar dipilih : 1500 rpm (trial)

Faktor slip : 5 %

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 1500 \text{ rpm} \times 0,95 \\ &= 1425 \text{ rpm} = 149,15 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\text{Stage} = 1$$

Maka,

$$N_s = \frac{1425 \text{ rpm} \times \left[ \frac{6,3 \text{ gall/min}}{10,796 \text{ ft}} \right]^{0,5}}{\left[ 10,796 \text{ ft} \right]^{0,75}}$$

$$N_s = 602,587519 \text{ rpm}$$

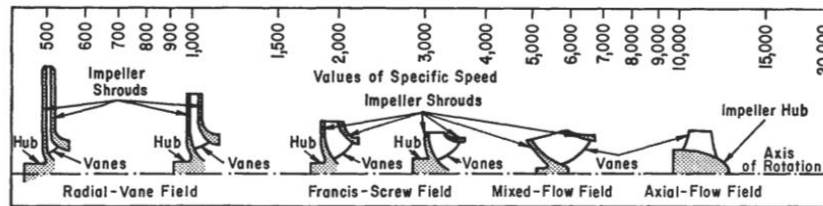


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan figure 3-47 *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, dengan  $N_s = 602,59 \text{ rpm}$ , maka dipakai jenis impeller *Radial-Vane Field*.

## 6. Menghitung *Net positive Suction Head (NPSH)*

### a. *Net positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)*

Penentuan *Net Positive Suction Head (NPSH)* didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* persamaan 5-10a halaman 326 yaitu:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left( \frac{10,2 \text{ m/bar}}{spgr} \right) - h_{SL}$$

$$S = \text{Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$Spgr = \text{Specific Gravity} = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}} = \frac{1022,8753 \text{ kg/m}^3}{1022,8753 \text{ kg/m}^3} = 1$$

$$h_{SL} = \text{Friksi dari suction}$$

**Menentukan head friksi pada suction:**

$$f = \text{Friction Factor} = 0,0178$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 0,4444 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,0351 \text{ m}$$

Panjang pipa lurus (L) = 6 m

Panjang Ekivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden contraction</i>	1,25	1	1,25	0,4
<i>Globe valve, open</i>	40	1	40	12,2
<i>Standart elbow</i>	3,5	2	7	2,1
Total (Σ Le)				14,7

$L + \Sigma Le = \text{Panjang pipa total} = 20,7 \text{ m}$

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$h_{SL} = 0,0178 \times \frac{20,7 \text{ m} \left[ 0,4444 \text{ m/s} \right]^2}{0,0351 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_{SL} = 0,106 \text{ m} = 0,3474 \text{ ft}$$

#### Menentukan tekanan uap fluida

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,0419 \text{ atm} = 0,0425 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 2 + \left( 1,0133 - 0,0425 \right) \times \frac{10,2}{1,000} - 0,106 \\ &= 11,7959 \text{ m} \end{aligned}$$

#### b. *Net positive Suction Head yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)*

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 1425 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 0,024 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$NPSH_R = \left( \frac{1425}{1200} \right)^{4/5} \times 0,024^{2/3}$$

$$= 0,0955 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

## 7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

Penentuan *Brake Horse Power* (BPH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* pers 5-24 halaman 336 yaitu sebagai berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Spgr}}{3960 e}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Hp)

Q = Kapasitas pompa (gall/menit) = 6,34321238 gall/menit

H = Head Pompa (ft) = 10,7961 ft

spgr = *Specific gravity* = 1,00

e = Efisiensi

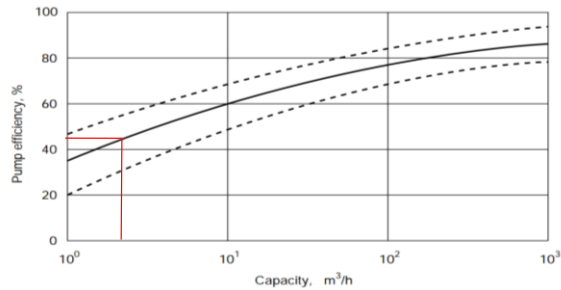


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 45 %

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{6,3432 \times 10,7961 \times 1,0000}{3960 \times 0,45} \\ &= 0,0384 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 8. Menentukan Motor Standar

Dari Buku *Plant Design and Economy for Chemical Engineering* ., 1991 by Peter and Timmerhaus, Fig 14.38, page 521 didapat efisiensi motor pada

BHP = 0,04 Hp yaitu:

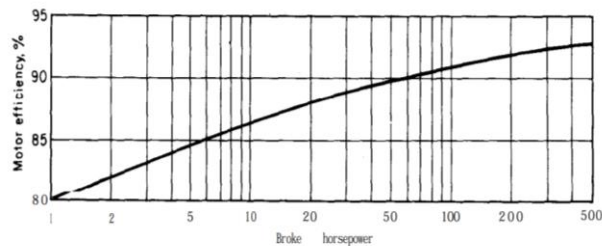


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.



$$\begin{aligned} \text{Efisiensi} &= 80 \% \\ \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,04}{0,8} \\ &= 0,048 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah  $\frac{1}{2}$  Hp

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU-02)**

**Tugas :** Mengalirkan air yang dibutuhkan pada utilitas dari Bak Air Bersih (BU-01) ke Bak Air Kantor dan Rumah Tangga (BU-02), air hidran, dan air make-up CT-01

**Jenis :** *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS	=	1 1/4	in
Schedule Number	=	40	
OD	=	1,66	in
ID	=	1,38	in

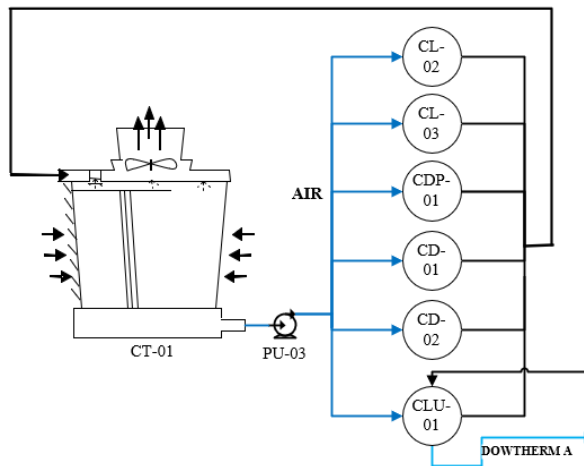
**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir	=	0,024	m <sup>3</sup> /menit
Head pompa	=	3,291	m
Kecepatan Putar	=	1425	rpm
Kecepatan Spesifik	=	602,59	rpm
NPSH <sub>A</sub>	=	11,796	m
NPSH <sub>R</sub>	=	0,0955	m
Daya Motor	=	0,5	Hp

### Pompa Utilitas (PU-03)

Tugas : Mengalirkan air pendingin dari Cooling Tower (CT-01) ke alat-alat pendingin pada proses, yaitu CL-02, CL-03, CDP-01, CD-01, CD-02, dan CLU-01

Alat : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

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

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
H <sub>2</sub> O	18,02	141978,78	1,00

### Densitas Fase Cair

Dihitung dengan persamaan:

$$\rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dengan hubungan :

$\rho$  : rapat massa fase cair [ g/mL ]

A, B, n, dan T<sub>c</sub> : konstanta konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Data diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>
H <sub>2</sub> O	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Viskositas Fasa Cair**

Persamaan yang digunakan:

$$\mu_i = 10^{(A + \frac{B}{T} + CT + DT^2)} \cdot 10^{-3}$$

Dimana:

$\mu$  = Viskositas (kg/ms)

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-1,022E+01	1,793E+03	1,773E-02	-1,263E-05

**Tekanan uap murni**

Diperoleh dari Yaws, "Chemical Engineering Properties Handbook", 1999.

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	2,99E+01	-3,15E+03	-7,30E+00	2,42E-09	1,809E-06

Langkah Perhitungan :

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Menentukan Kapasitas Pompa
4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
5. Menghitung Head Pompa
6. Menghitung Kecepatan Spesifik
7. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
9. Menentukan Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai  $10^5$  gallon/menit (0,00909 sampai 454,609  $m^3$ /jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada bak basin cooling tower

- Tinggi *Suction Head* = 0,5 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk alat pendingin

- Tinggi *Discharge Head* = 2,00 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

### 3. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\text{Densitas } (\rho) = 1022,8753 \text{ kg/m}^3 = 63,8554 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir pompa (Q)} &= \frac{\text{Massa fluida}}{\text{Densitas fluida}} \\ &= \frac{141978,78 \text{ kg/jam}}{1022,8753 \text{ kg/m}^3} = 138,8 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= 4901,8034 \text{ ft}^3/\text{jam} = 36670,39 \text{ gall/jam} \end{aligned}$$

### 4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Ukuran Diameter Pipa Optimum didapat dari persamaan:

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, page 496})$$

Diketahui,  $D_{\text{iopt}}$  : Diameter Pipa Optimum (in)

$$\begin{aligned}
 Q & : \text{Kecepatan Volume Fluida (ft}^3/\text{s)} \\
 \rho & : \text{Densitas Fluida (lb/ft}^3\text{)} \\
 \text{Diopt} & = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 & = 3,9 \times 1,3616^{0,45} \times 63,855^{0,13} \\
 & = 7,6924 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
½	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1¼	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1½	1.32	40*	1.049	0.804	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1¾	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.273	1.28		0.335	3.00
2	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
2½	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.626	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
		30	13.25	138		3.665	54.6

$$\begin{aligned}
 \text{Normal Pipe Size, Nps} & = 8 \text{ in} \\
 \text{Schedule Number, Sch} & = 40 \\
 \text{Outside Diameter, OD} & = 8,625 \text{ in} = 0,2191 \text{ m} \\
 \text{Inside Diameter, ID} & = 7,981 \text{ in} = 0,2027 \text{ m} \\
 \text{Flow Area per pipe} & = 50 \text{ in}^2 = 0,0300 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

**Kecepatan aliran dalam pipa :**

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0386 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0300 \text{ m}^2} = 1,2847 \text{ m/s}$$

**Viskositas Cairan**

$$\mu_l = 0,0008 \text{ kg/m.s} = 0,0005 \text{ lb/ft.s}$$

**Reynold Number :**

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho l \times v \times ID}{\mu l} \\
 &= \frac{1022,88 \times 1,2847 \times 0,2027}{0,0008} \\
 &= 326838,967 \text{ (Turbulence)}
 \end{aligned}$$

**Bahan Konstruksi :**

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

(White, F.M. *Fluid Mechanics*, 2011, page 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.00007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Plastic	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
	Drawn tubing	0.00005	0.0015	±60
Concrete	Smooth	Smooth	Smooth	
	Rough	0.00013	0.04	±60
Rubber	Rough	0.007	2.0	±50
	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Dipilih : *Commercial Steel*

$$\text{Kekasaran Pipa, } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,000046 \text{ m}$$

Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/ID = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,202717 \text{ m}} = 0,000226$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram *Moody* (White, F.M. *Fluid Mechanics*, page 370)

Dimana,  $\epsilon/ID = 0,000226$   
 $Re = 326838,967$

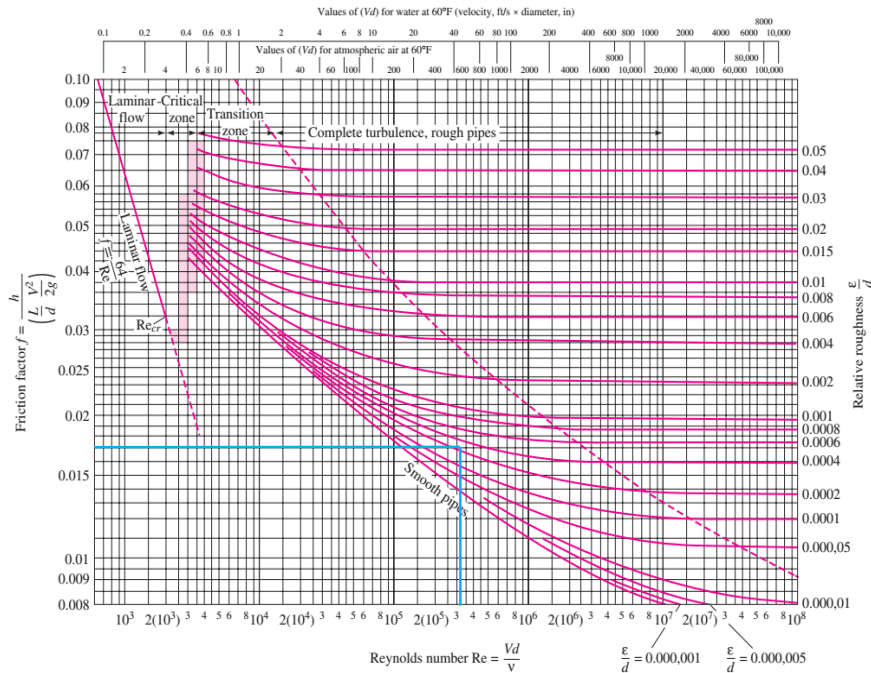


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,017$

**Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)**

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Ludwig E. E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Vol 1 3rd Ed., 1999 Fig 2.21 page 87 yaitu sebagai berikut :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	25	0	0	0,0
<i>Sudden contraction</i>	9	7	63	19,2
<i>Swing check valve</i>	65	1	65	19,8
<i>Globe valve, open</i>	290	1	290	88,4
<i>Standart elbow</i>	25	10	250	76,2
<i>Standart tee</i>	55	1	55	16,8
Total ( $\Sigma Le$ )				220,4



Panjang pipa lurus (L) dirancang sepanjang = 30 m

$$\Sigma L_e + L = 250,4 \text{ m}$$

$$= 821,43 \text{ ft}$$

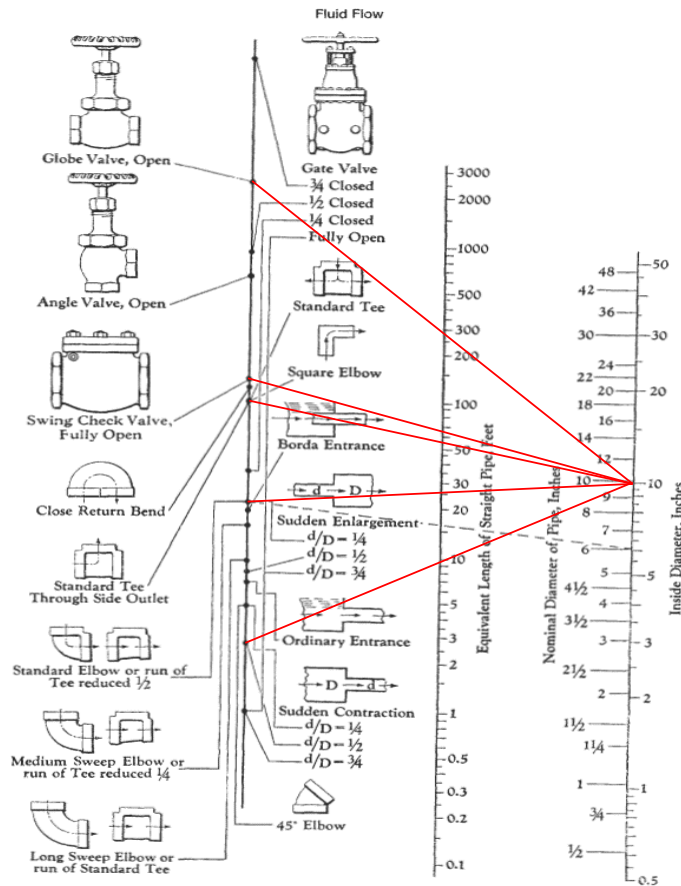


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

##### a. Head Pompa karena faktor friksi (hf)

Head Pompa karena faktor friksi (hf) dapat dihitung dengan **Persamaan Darcy-Weisbach** yaitu:

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

Dimana :

hf : Head karena faktor friksi

f : Faktor friksi

L : Panjang Pipa (m)

ID : Diameter dalam pipa (m)

V : Kecepatan linier fluida (m/s)

g : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik. J. I *Pump Handbook* 3<sup>rd</sup> Ed., 2001 page 8.34)

$$h_f = 0,017 \times \frac{250,4 \text{ m} \left[ \frac{1,2847 \text{ m/s}}{0,2027 \text{ m}} \right]^2}{2 \times 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_f = 1,767 \text{ m} = 5,7963 \text{ ft}$$

### b. Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan **Persamaan Bernoulli**, yaitu :

$$H = h_f + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_1$$

(White. F. M *Fluid Mechanics* 5<sup>th</sup> Ed., page 763)

P1=P2, maka:

$$\begin{aligned} H &= 1,767 + \left( \frac{1,2847^2}{2 \times 9,807} + 2,00 \right) - \left( \frac{0^2}{2 \times 9,807} + 1 \right) \\ &= 1,767 + 2,0841 - 0,5 \\ &= 3,351 \text{ m} = 10,994 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{n Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194})$$

Dengan hubungan :

Ns = Kecepatan spesifik (rad)

N = Kecepatan putar (rpm)

Q = Kapasitas Pompa (gall/menit)

H = Head Pompa (ft)

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar dipilih : 200 rpm (trial)

Faktor slip : 5 %

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 200 \text{ rpm} \times 0,95 \\ &= 190 \text{ rpm} = 19,887 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\text{Stage} = 1$$

Maka,

$$N_s = \frac{190 \text{ rpm} \times \left[ \frac{611,2 \text{ gall/min}}{10,994 \text{ ft}} \right]^{0,5}}{\left[ 10,994 \text{ ft} \right]^{0,75}}$$

$$N_s = 778,00007 \text{ rpm}$$

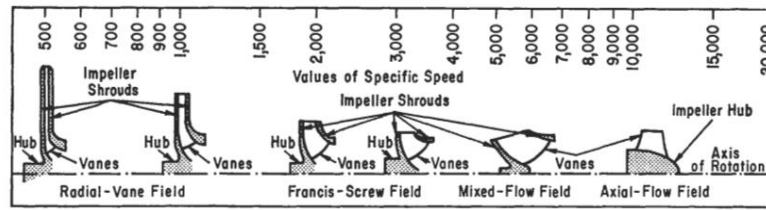


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan figure 3-47 *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, dengan  $N_s = 778$  rpm, maka dipakai jenis impeller *Radial-Vane Field*.

## 6. Menghitung *Net positive Suction Head (NPSH)*

### a. *Net positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)*

Penentuan *Net Positive Suction Head (NPSH)* didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* persamaan 5-10a halaman 326 yaitu:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left( \frac{10,2 \text{ m/bar}}{\text{spgr}} \right) - h_{SL}$$

$$S = \text{Suction Head} = 0,5 \text{ m}$$

$$\text{Spgr} = \text{Specific Gravity} = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}} = \frac{1022,8753 \text{ kg/m}^3}{1022,8753 \text{ kg/m}^3} = 1$$

$$h_{SL} = \text{Friksi dari suction}$$

**Menentukan head friksi pada suction:**

$$f = \text{Friction Factor} = 0,017$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 1,2847 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,2027 \text{ m}$$

Panjang pipa lurus (L) = 6 m

Panjang Ekvivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden contraction</i>	9	1	9	2,7
<i>Globe valve, open</i>	290	1	290	88,4
<i>Standart elbow</i>	25	0	0	0,0
Total (Σ Le)				91,1

$L + \Sigma Le = \text{Panjang pipa total} = 97,1 \text{ m}$

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$h_{SL} = 0,017 \times \frac{97,1 \text{ m} \left[ 1,2847 \text{ m/s} \right]^2}{0,2027 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_{SL} = 0,685 \text{ m} = 2,2488 \text{ ft}$$

#### Menentukan tekanan uap fluida

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,0419 \text{ atm} = 0,0425 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 2 + \left( 1,0133 - 0,0425 \right) \times \frac{10,2}{1,000} - 0,685 \\ &= 11,2164 \text{ m} \end{aligned}$$

#### b. *Net positive Suction Head yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)*

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 190 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 2,3134 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$NPSH_R = \left( \frac{190}{1200} \right)^{4/5} \times 2,3134^{2/3}$$

$$= 0,4004 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

## 7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

Penentuan *Brake Horse Power* (BPH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* pers 5-24 halaman 336 yaitu sebagai berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Spgr}}{3960 e}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)	
Q	=	Kapasitas pompa (gall/menit)	= 611,173185 gall/menit
H	=	Head Pompa (ft)	= 10,9936 ft
spgr	=	<i>Specific gravity</i>	= 1,00
e	=	Efisiensi	

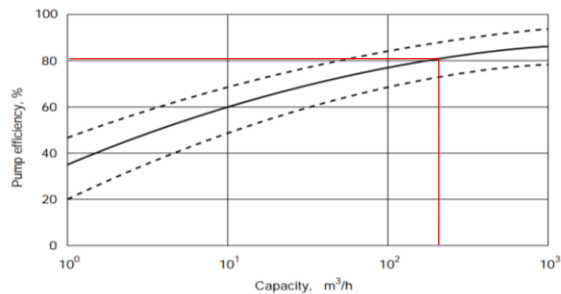


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 80 %

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{611,1732 \times 10,9936 \times 1,0000}{3960 \times 0,8} \\ &= 2,1209 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 8. Menentukan Motor Standar

Dari Buku *Plant Design and Economy for Chemical Engineering* ., 1991 by Peter and Timmerhaus, Fig 14.38, page 521 didapat efisiensi motor pada

BHP = 2,12 Hp yaitu:

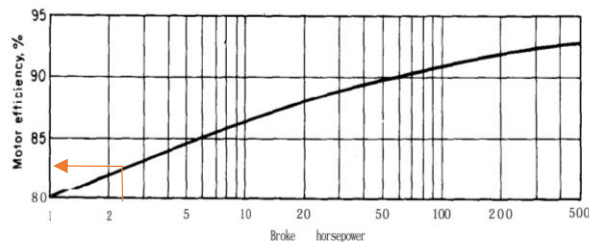


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi} &= 82,5 \text{ \%} \\ \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{2,12}{0,825} \\ &= 2,5708 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah 3 Hp

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU-03)**

**Tugas** : Mengalirkan air pendingin dari Cooling Tower (CT-01) ke alat-alat pendingin pada proses, yaitu CL-02, CL-03, CDP-01, CD-01, CD-02, dan CLU-01

**Jenis** : *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS	=	8	in
Schedule Number	=	40	
OD	=	8,625	in
ID	=	7,981	in

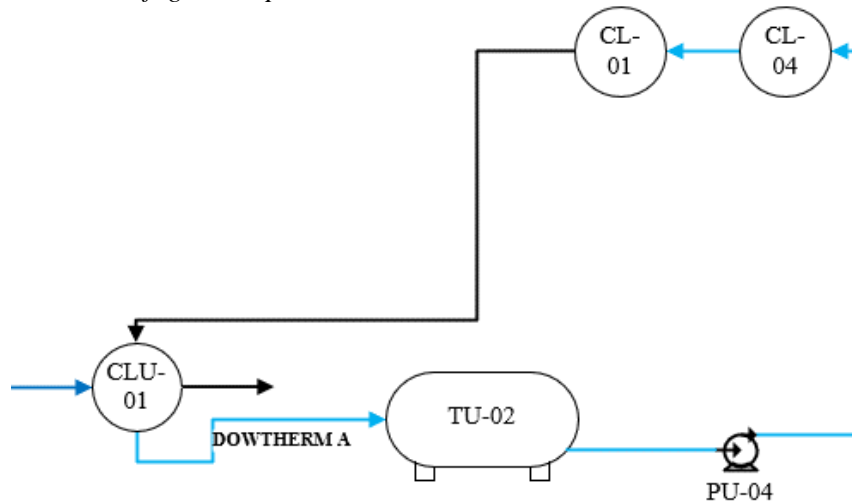
**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir	=	2,3134	m <sup>3</sup> /menit
Head pompa	=	3,351	m
Kecepatan Putar	=	190	rpm
Kecepatan Spesifik	=	778	rpm
NPSH <sub>A</sub>	=	11,216	m
NPSH <sub>R</sub>	=	0,4004	m
Daya Motor	=	3	Hp

### Pompa Utilitas (PU-04)

Tugas : Mengalirkan dowtherm pendingin dari akumulator dowtherm pendingin (TU-02) ke alat-alat pendingin pada proses hingga kembali ke TU-02

Alat : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

$$T = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313,15 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
Dowtherm	11500,00	1,00

Data Dowtherm A diperoleh dari Richard L. Moore, "Implementation of DOWTHERM A Properties into RELAP5-3D/ATHENA", 2010.

$$\begin{aligned} \rho &= 1492,4628 - 3,3317 \cdot T + 0,01248 \cdot T^2 - 2,97\text{E-}05 \cdot T^3 + 3,44\text{E-}08 \cdot T^4 - \\ &1,62\text{E-}11 \cdot T^5 \text{ [kg/m}^3\text{]} \\ &= 1043,7178 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu &= 5,13468 - 0,0839 \cdot T + 5,97\text{E-}04 \cdot T^2 - 2,41\text{E-}06 \cdot T^3 + 6,03\text{E-}09 \cdot T^4 - 9,58\text{E-} \\ &12 \cdot T^5 + 9,43\text{E-}15 \cdot T^6 - 5,26436\text{E-}18 \cdot T^7 + 1,27478\text{E-}21 \cdot T^8 \text{ [kg/ms]} \\ &= 0,00255 \text{ kg/m.s} = 9,19\text{E+}00 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 C_p \cdot dT &= (-2363,4842 + (39,461021 \cdot T) - (1,7024546 \cdot 10^{-1} \cdot T^2) + (3,9038 \cdot 10^{-4} \cdot T^3) + \\
 &\quad (-4,421524 \cdot 10^{-7} \cdot T^4) + (1,9792489 \cdot 10^{-11} \cdot T^5)) dT / 1000 \\
 &= 127,3888 \text{ kJ/kg.K}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 kth &= 0,00457 + 0,000023239 \cdot T + 0,0000001481 \cdot T^2 \\
 &= 0,0264 \text{ J/s.m.K}
 \end{aligned}$$

Tekanan Uap [Pa]

Komponen	a	b	c	d	e	f
Dowtherm A	-7E+05	1E+04	-7E+01	2,1E-01	-3E-04	2,1E-07

**Langkah Perhitungan :**

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Menentukan Kapasitas Pompa
4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
5. Menghitung Head Pompa
6. Menghitung Kecepatan Spesifik
7. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
9. Menentukan Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai  $10^5$  gallon/menit (0,00909 sampai 454,609  $m^3$ /jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada akumulator

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk CL-04

- Tinggi *Discharge Head* = 2,00 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

### 3. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\text{Densitas } (\rho) = 1043,7178 \text{ kg/m}^3 = 65,1565 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir pompa (Q)} &= \frac{\text{Massa fluida}}{\text{Densitas fluida}} \\ &= \frac{11500,00 \text{ kg/jam}}{1043,7178 \text{ kg/m}^3} = 11,018 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= 389,1077 \text{ ft}^3/\text{jam} = 2910,91 \text{ gall/jam} \end{aligned}$$

### 4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Ukuran Diameter Pipa Optimum didapat dari persamaan:

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, page 496})$$

Diketahui, Di<sub>opt</sub> : Diameter Pipa Optimum (in)

$$\begin{aligned}
 Q & : \text{Kecepatan Volume Fluida (ft}^3/\text{s)} \\
 \rho & : \text{Densitas Fluida (lb/ft}^3\text{)} \\
 \text{Diopt} & = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 & = 3,9 \times 0,1081^{0,45} \times 65,157^{0,13} \\
 & = 2,4665 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.63
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.23
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	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
2 1/2	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	23.6
8	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	23.6
		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
		30	13.25	138		3.665	3.47

$$\begin{aligned}
 \text{Normal Pipe Size, Nps} & = 2 \frac{1}{2} \text{ in} \\
 \text{Schedule Number, Sch} & = 40 \\
 \text{Outside Diameter, OD} & = 2,88 \text{ in} = 0,0732 \text{ m} \\
 \text{Inside Diameter, ID} & = 2,469 \text{ in} = 0,0627 \text{ m} \\
 \text{Flow Area per pipe} & = 4,79 \text{ in}^2 = 0,0029 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

**Kecepatan aliran dalam pipa :**

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0031 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0029 \text{ m}^2} = 1,0645 \text{ m/s}$$

**Viskositas Cairan**

$$\mu_l = 0,0026 \text{ kg/m.s} = 0,0017 \text{ lb/ft.s}$$

**Reynold Number :**

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho l \times v \times ID}{\mu l} \\
 &= \frac{1043,7178 \times 1,0645 \times 0,0627}{0,0026} \\
 &= 27279,8429 \text{ (turbulence flow)}
 \end{aligned}$$

**Bahan Konstruksi :**

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

(White, F.M. *Fluid Mechanics*, 2011, page 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.00007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Plastic	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
	Drawn tubing	0.00005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
Rubber	Rough	0.007	2.0	±50
	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Dipilih : *Commercial Steel*

$$\text{Kekasaran Pipa, } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,000046 \text{ m}$$

Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/ID = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,062713 \text{ m}} = 0,000729$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram *Moody* (White, F.M. *Fluid Mechanics*, page 370)

Dimana,  $\epsilon/ID = 0,000729$   
 $Re = 27279,8429$

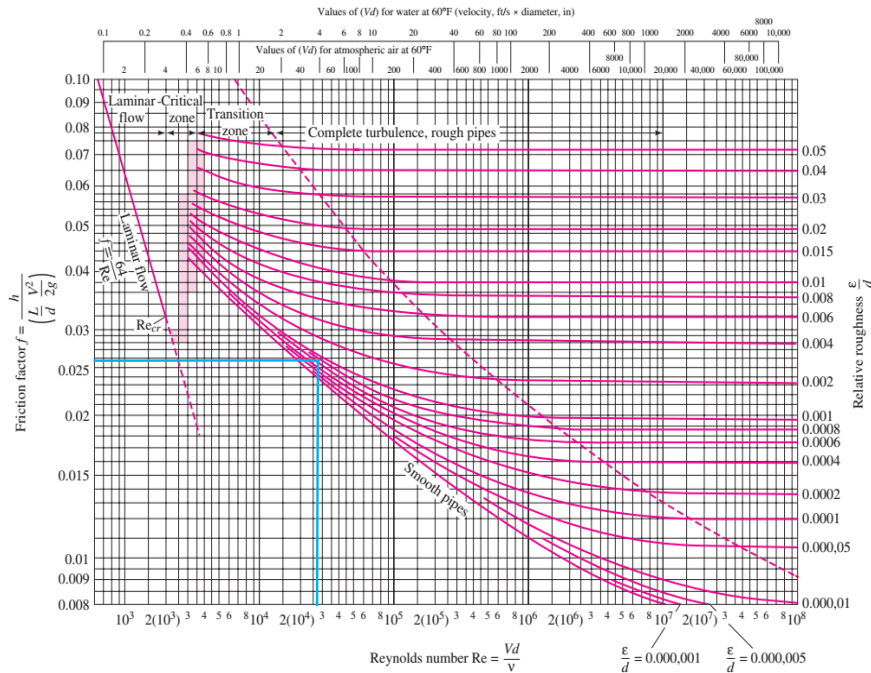


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,0258$

**Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)**

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Ludwig E. E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Vol 1 3rd Ed., 1999 Fig 2.21 page 87 yaitu sebagai berikut :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	6	1	6	1,8
<i>Sudden contraction</i>	2,25	1	2,25	0,7
<i>Swing check valve</i>	16	1	16	4,9
<i>Globe valve, open</i>	70	1	70	21,3
<i>Standart elbow</i>	6	8	48	14,6
<i>Standart tee</i>	14	0	0	0,0
Total ( $\Sigma Le$ )				43,4

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus (L) dirancang sepanjang} &= 35 \text{ m} \\ \Sigma L_e + L &= 78,4 \text{ m} \\ &= 257,08 \text{ ft} \end{aligned}$$

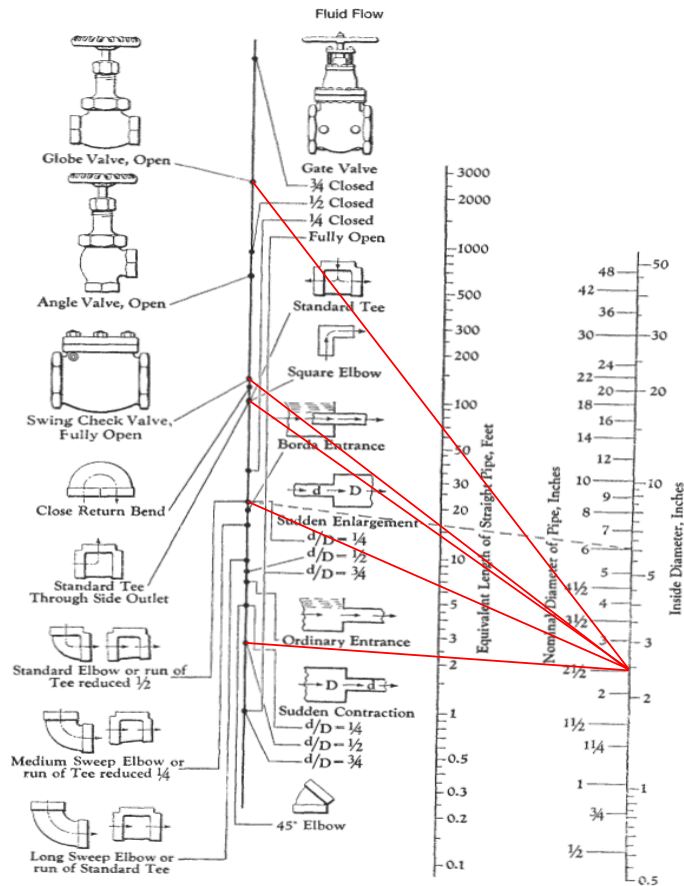


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

##### a. Head Pompa karena faktor friksi (hf)

Head Pompa karena faktor friksi (hf) dapat dihitung dengan **Persamaan Darcy-Weisbach** yaitu:

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

Dimana :

hf : Head karena faktor friksi

f : Faktor friksi

L : Panjang Pipa (m)

ID : Diameter dalam pipa (m)

V : Kecepatan linier fluida (m/s)

g : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik. J. I *Pump Handbook* 3<sup>rd</sup> Ed., 2001 page 8.34)

$$h_f = 0,0258 \times \frac{78,4 \text{ m} \left[ \frac{1,0645 \text{ m/s}}{0,0627 \text{ m}} \right]^2}{2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_f = 1,862 \text{ m} = 6,1102 \text{ ft}$$

### b. Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan **Persamaan Bernoulli**, yaitu :

$$H = h_f + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_1$$

(White. F. M *Fluid Mechanics* 5<sup>th</sup> Ed., page 763)

P1=P2, maka:

$$\begin{aligned} H &= 1,862 + \left( \frac{1,0645^2}{2 \cdot 9,807} + 2,00 \right) - \left( \frac{0^2}{2 \cdot 9,807} + 1 \right) \\ &= 1,862 + 2,0578 - 1 \\ &= 2,920 \text{ m} = 9,5806 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{n Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194})$$

Dengan hubungan :

N<sub>s</sub> = Kecepatan spesifik (rad)

N = Kecepatan putar (rpm)

Q = Kapasitas Pompa (gall/menit)

H = Head Pompa (ft)

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar dipilih : 750 rpm (trial)

Faktor slip : 5 %

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 750 \text{ rpm} \times 0,95 \\ &= 712,5 \text{ rpm} = 74,575 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\text{Stage} = 1$$

Maka,

$$N_s = \frac{712,5 \text{ rpm} \times \left( 48,5 \frac{\text{gall}}{\text{min}} \right)^{0,5}}{\left( 9,581 \text{ ft} \right)^{0,75}}$$

$$N_s = 911,339503 \text{ rpm}$$

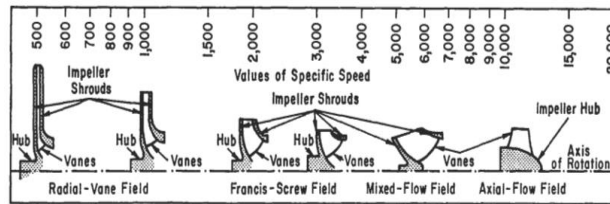


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

Berdasarkan figure 3-47 *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, dengan  $N_s = 911,34 \text{ rpm}$ , maka dipakai jenis impeller *Radial-Vane Field*.

## 6. Menghitung *Net positive Suction Head (NPSH)*

### a. *Net positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)*

Penentuan *Net Positive Suction Head (NPSH)* didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* persamaan 5-10a halaman 326 yaitu:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left( \frac{10,2 \text{ m/bar}}{\text{spgr}} \right) - h_{SL}$$

$$S = \text{Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Spgr} = \text{Specific Gravity} = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}} = \frac{1043,7178 \text{ kg/m}^3}{1013,4299 \text{ kg/m}^3} = 1,0299$$

$$h_{SL} = \text{Friksi dari suction}$$

**Menentukan head friksi pada suction:**

$$f = \text{Friction Factor} = 0,0258$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 1,0645 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,0627 \text{ m}$$



Panjang pipa lurus (L) = 6 m

Panjang Ekvivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden contraction</i>	2,25	1	2,25	0,7
<i>Globe valve, open</i>	70	1	70	21,3
<i>Standart elbow</i>	6	1	6	1,8
Total (Σ Le)				23,9

$L + \Sigma Le = \text{Panjang pipa total} = 29,9 \text{ m}$

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$h_{SL} = 0,0258 \times \frac{29,9 \text{ m} \left[ 1,0645 \text{ m/s} \right]^2}{0,0627 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_{SL} = 0,709 \text{ m} = 2,3277 \text{ ft}$$

#### Menentukan tekanan uap fluida

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,0332 \text{ atm} = 0,0336 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 2 + \left( 1,0133 - 0,0336 \right) \times \frac{10,2}{1,030} - 0,709 \\ &= 10,9929 \text{ m} \end{aligned}$$

#### b. *Net positive Suction Head yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)*

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 712,5 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3/\text{menit)} = 0,1836 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$NPSH_R = \left( \frac{712,5}{1200} \right)^{4/5} \times 0,1836^{2/3}$$

$$= 0,2129 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

## 7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

Penentuan *Brake Horse Power* (BPH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* pers 5-24 halaman 336 yaitu sebagai berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Spgr}}{3960 e}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)	
Q	=	Kapasitas pompa (gall/menit)	= 48,5152474 gall/menit
H	=	Head Pompa (ft)	= 9,5806 ft
spgr	=	<i>Specific gravity</i>	= 1,03
e	=	Efisiensi	

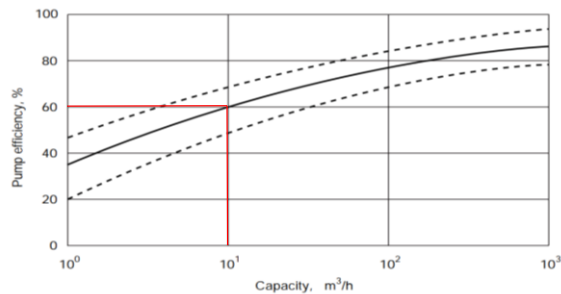


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 60 %

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{48,5152 \times 9,5806 \times 1,0299}{3960 \times 0,6} \\ &= 0,2015 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 8. Menentukan Motor Standar

Dari Buku *Plant Design and Economy for Chemical Engineering* ., 1991 by Peter and Timmerhaus, Fig 14.38, page 521 didapat efisiensi motor pada

BHP = 0,20 Hp yaitu:

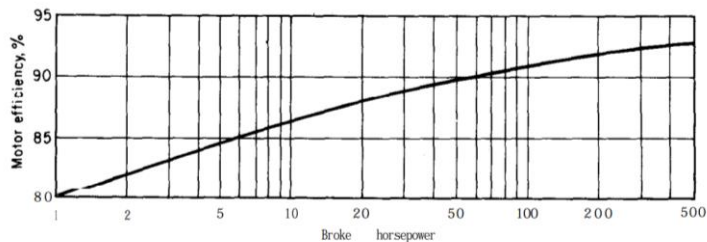


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi} &= 80 \% \\ \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,20}{0,8} \\ &= 0,2518 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1 \frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7 \frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah  $\frac{1}{2}$  Hp

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU-04)**

**Tugas :** Mengalirkan dowtherm pendingin dari akumulator dowtherm pendingin (TU-02) ke alat-alat pendingin pada proses hingga kembali ke TU-02

**Jenis :** *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS	=	2 1/2	in
Schedule Number	=	40	
OD	=	2,88	in
ID	=	2,469	in

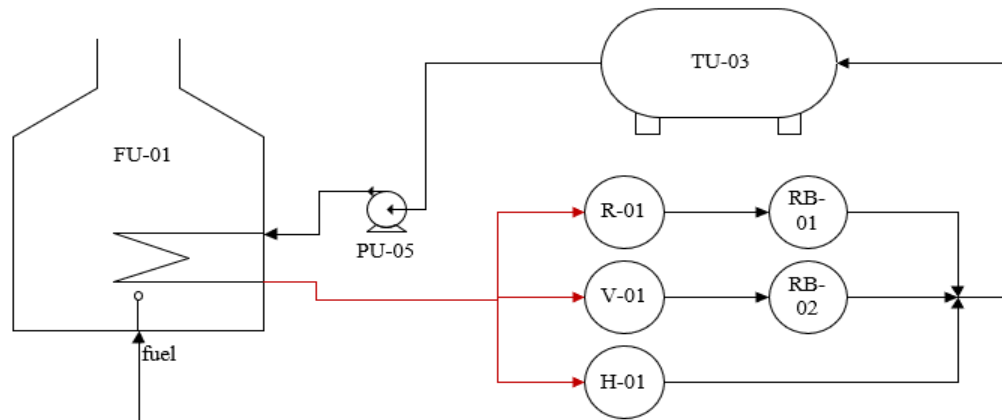
**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir	=	0,1836	m <sup>3</sup> /menit
Head pompa	=	2,920	m
Kecepatan Putar	=	712,5	rpm
Kecepatan Spesifik	=	911,34	rpm
NPSH <sub>A</sub>	=	10,993	m
NPSH <sub>R</sub>	=	0,2129	m
Daya Motor	=	0,5	Hp

### Pompa Utilitas (PU-05)

Tugas : Mengalirkan dowtherm pemanas dari akumulator dowtherm pemanas (TU-03) ke furnace utilitas (F-01) dan alat pemanas pada proses hingga kembali ke TU-03

Alat : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

$$T = 143,21 \text{ } ^\circ\text{C} = 416,36 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg/jam)	Fraksi massa
Dowtherm	30600,00	1,00

Data Dowtherm A diperoleh dari Richard L. Moore, "Implementation of DOWTHERM A Properties into RELAP5-3D/ATHENA", 2010.

$$\begin{aligned} \rho &= 1492,4628 - 3,3317*T + 0,01248*T^2 - 2,97E-05*T^3 + 3,44E-08*T^4 - \\ &\quad 1,62E-11*T^5 \text{ [kg/m}^3\text{]} \\ &= 958,1868 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \mu &= 5,13468 - 0,0839*T + 5,97E-04*T^2 - 2,41E-06*T^3 + 6,03E-09*T^4 - 9,58E- \\ &\quad 12*T^5 + 9,43E-15*T^6 - 5,26436E-18*T^7 + 1,27478E-21*T^8 \text{ [kg/ms]} \\ &= 0,00061 \text{ kg/m.s} = 2,21E+00 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} C_p \cdot dT &= (-2363,4842 + (39,461021 \cdot T) - (1,7024546 \cdot 10^{-1} \cdot T^2) + (3,9038 \cdot 10^{-4} \cdot T^3) + \\ &\quad (-4,421524 \cdot 10^{-7} \cdot T^4) + (1,9792489 \cdot 10^{-11} \cdot T^5)) dT / 1000 \\ &= 184,0136 \text{ kJ/kg.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} k_{th} &= 0,00457 + 0,000023239 \cdot T + 0,0000001481 \cdot T^2 \\ &= 0,0399 \text{ J/s.m.K} \end{aligned}$$

Tekanan Uap [Pa]

Komponen	a	b	c	d	e	f
Dowtherm A	-7E+05	1E+04	-7E+01	2,1E-01	-3E-04	2,1E-07

**Langkah Perhitungan :**

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Menentukan Kapasitas Pompa
4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
5. Menghitung Head Pompa
6. Menghitung Kecepatan Spesifik
7. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
9. Menentukan Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai  $10^5$  gallon/menit (0,00909 sampai 454,609  $m^3$ /jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada akumulator

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk Furnace dan alat-alat pemanas

- Tinggi *Discharge Head* = 2,00 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

### 3. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\text{Densitas } (\rho) = 958,1868 \text{ kg/m}^3 = 59,8170 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir pompa (Q)} &= \frac{\text{Massa fluida}}{\text{Densitas fluida}} \\ &= \frac{30600,00 \text{ kg/jam}}{958,1868 \text{ kg/m}^3} = 31,935 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= 1127,7851 \text{ ft}^3/\text{jam} = 8436,96 \text{ gall/jam} \end{aligned}$$

### 4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Ukuran Diameter Pipa Optimum didapat dari persamaan:

$$D_{i, \text{opt}} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, page 496})$$

Diketahui, Di<sub>opt</sub> : Diameter Pipa Optimum (in)

$$\begin{aligned}
 Q & : \text{Kecepatan Volume Fluida (ft}^3/\text{s)} \\
 \rho & : \text{Densitas Fluida (lb/ft}^3\text{)} \\
 \text{Diopt} & = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\
 & = 3,9 \times 0,3133^{0,45} \times 59,817^{0,13} \\
 & = 3,9375 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
½	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1½	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
2	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
2½	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
3	1.90	40*	1.610	2.04	0.498	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
4	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
5	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
6	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
8	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
10	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
12	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
14	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		80†	9.75	74.6		2.55	54.8
16	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
		30	13.25	138	3.665	3.47	54.6

$$\begin{aligned}
 \text{Normal Pipe Size, Nps} & = 4 \text{ in} \\
 \text{Schedule Number, Sch} & = 40 \\
 \text{Outside Diameter, OD} & = 4,50 \text{ in} = 0,1143 \text{ m} \\
 \text{Inside Diameter, ID} & = 4,026 \text{ in} = 0,1023 \text{ m} \\
 \text{Flow Area per pipe} & = 12,7 \text{ in}^2 = 0,0076 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

**Kecepatan aliran dalam pipa :**

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,0089 \text{ m}^3/\text{s}}{0,0076 \text{ m}^2} = 1,1637 \text{ m/s}$$

**Viskositas Cairan**

$$\mu_l = 0,0006 \text{ kg/m.s} = 0,0004 \text{ lb/ft.s}$$



**Reynold Number :**

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{\rho l \times v \times ID}{\mu l} \\
 &= \frac{958,1868 \times 1,1637 \times 0,1023}{0,0006} \\
 &= 185912,014 \text{ (turbulence flow)}
 \end{aligned}$$

**Bahan Konstruksi :**

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

(White, F.M. *Fluid Mechanics*, 2011, page 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.00007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
Brass	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Plastic	Drawn, new	0.00007	0.002	±50
	Drawn tubing	0.00005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
	Concrete	Smoothed	0.00013	0.04
Rubber	Rough	0.007	2.0	±50
	Smoothed	0.00033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Dipilih : *Commercial Steel*

$$\text{Kekasaran Pipa, } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,000046 \text{ m}$$

Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/ID = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,102260 \text{ m}} = 0,000447$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram *Moody* (White, F.M. *Fluid Mechanics*, page 370)

Dimana,  $\epsilon/ID = 0,000447$   
 $Re = 185912,014$

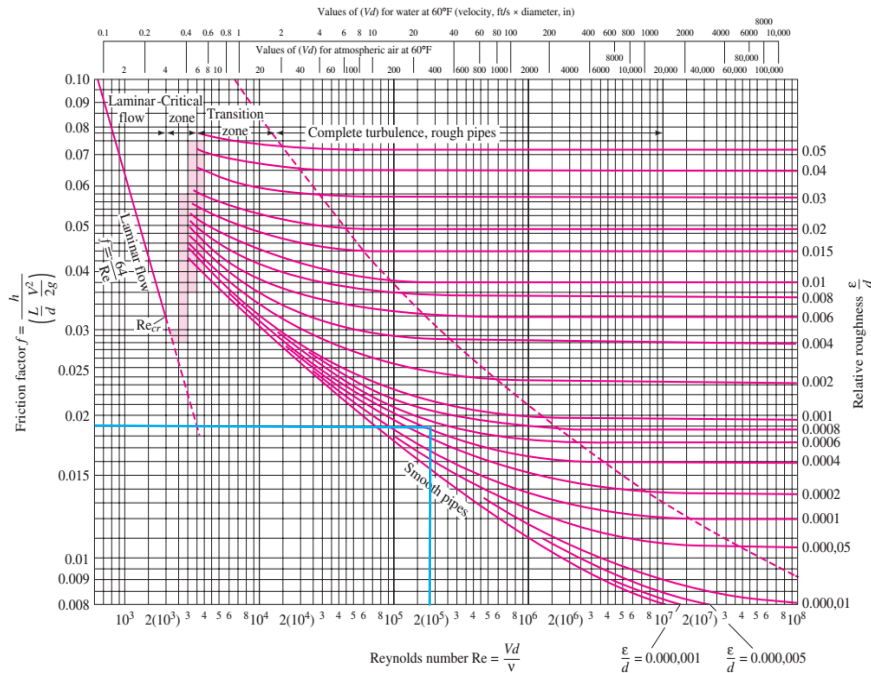


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,019$

**Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)**

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Ludwig E. E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Vol 1 3rd Ed.,1999 Fig 2.21 page 87 yaitu sebagai berikut :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	11	1	11	3,4
<i>Sudden contraction</i>	3,7	5	18,5	5,6
<i>Swing check valve</i>	25	1	25	7,6
<i>Globe valve, open</i>	105	1	105	32,0
<i>Standart elbow</i>	11	10	110	33,5
<i>Standart tee</i>	22	1	22	6,7
Total ( $\Sigma Le$ )				88,8

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus (L) dirancang sepanjang} &= 50 \text{ m} \\ \Sigma L_e + L &= 138,8 \text{ m} \\ &= 455,54 \text{ ft} \end{aligned}$$

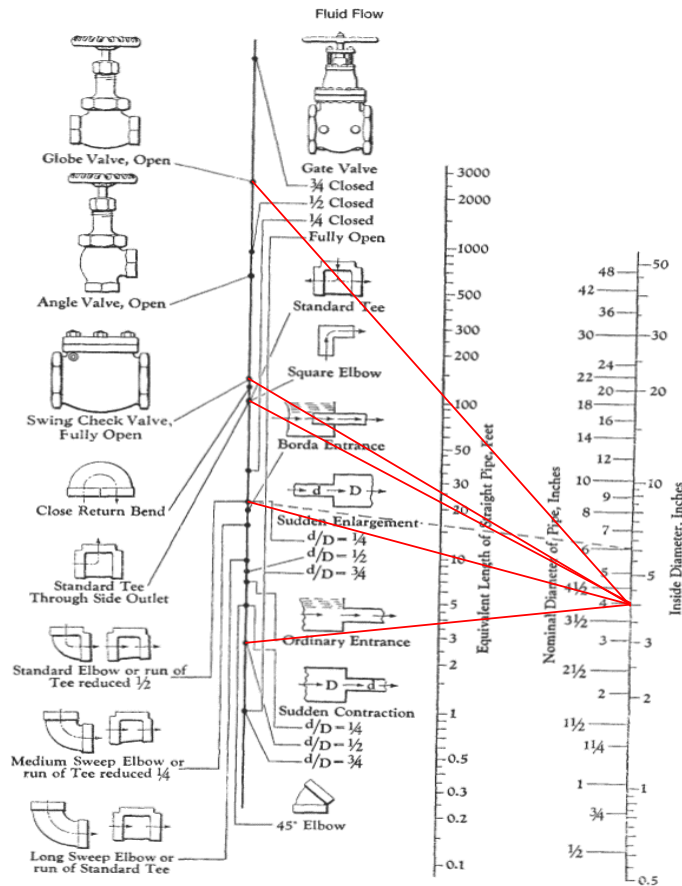


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

##### a. Head Pompa karena faktor friksi (hf)

Head Pompa karena faktor friksi (hf) dapat dihitung dengan **Persamaan Darcy-Weisbach** yaitu:

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

Dimana :

hf : Head karena faktor friksi

f : Faktor friksi

L : Panjang Pipa (m)

ID : Diameter dalam pipa (m)

V : Kecepatan linier fluida (m/s)

g : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik. J. I *Pump Handbook* 3<sup>rd</sup> Ed., 2001 page 8.34)

$$h_f = 0,019 \times \frac{138,8 \text{ m} \left[ \frac{1,1637 \text{ m/s}}{0,1023 \text{ m}} \right]^2}{2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_f = 1,781 \text{ m} = 5,8435 \text{ ft}$$

### b. Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan **Persamaan Bernoulli**, yaitu :

$$H = h_f + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_1$$

(White. F. M *Fluid Mechanics* 5<sup>th</sup> Ed., page 763)

P1=P2, maka:

$$\begin{aligned} H &= 1,781 + \left[ \frac{1,1637^2}{2 \cdot 9,807} + 2,00 \right] - \left[ \frac{0^2}{2 \cdot 9,807} + 1 \right] \\ &= 1,781 + 2,069 - 1 \\ &= 2,850 \text{ m} = 9,3509 \text{ ft} \end{aligned}$$

### 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{n Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194})$$

Dengan hubungan :

Ns = Kecepatan spesifik (rad)

N = Kecepatan putar (rpm)

Q = Kapasitas Pompa (gall/menit)

H = Head Pompa (ft)

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar dipilih : 375 rpm (trial)

Faktor slip : 5 %

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 375 \text{ rpm} \times 0,95 \\ &= 356,25 \text{ rpm} = 37,288 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

$$\text{Stage} = 1$$

Maka,

$$N_s = \frac{356,25 \text{ rpm} \times \left( 140,6 \frac{\text{gall}}{\text{min}} \right)^{0,5}}{\left( 9,351 \text{ ft} \right)^{0,75}}$$

$$N_s = 790,011695 \text{ rpm}$$

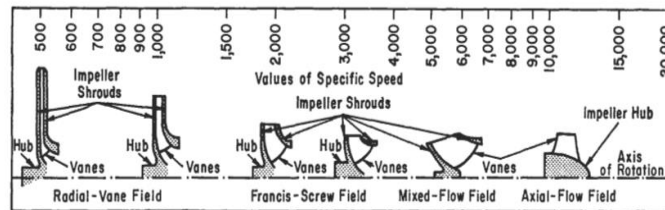


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic Institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan *figure 3-47 Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, dengan  $N_s = 790,01 \text{ rpm}$ , maka dipakai jenis impeller *Radial-Vane Field*.

## 6. Menghitung *Net positive Suction Head (NPSH)*

### a. *Net positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)*

Penentuan *Net Positive Suction Head (NPSH)* didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* persamaan 5-10a halaman 326 yaitu:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left( \frac{10,2 \text{ m/bar}}{\text{spgr}} \right) - h_{SL}$$

$$S = \text{Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Spgr} = \text{Specific Gravity} = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}} = \frac{958,1868 \text{ kg/m}^3}{910,1414 \text{ kg/m}^3} = 1,0528$$

$$h_{SL} = \text{Friksi dari suction}$$

**Menentukan head friksi pada suction:**

$$f = \text{Friction Factor} = 0,019$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 1,1637 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,1023 \text{ m}$$

Panjang pipa lurus (L) = 5 m

Panjang Ekvivalen	Le (ft)	Jumlah	Σ Le	
			ft	m
<i>Sudden contraction</i>	3,7	1	3,7	1,1
<i>Globe valve, open</i>	105	1	105	32,0
<i>Standart elbow</i>	11	1	11	3,4
Total (Σ Le)				36,5

$L + \Sigma Le = \text{Panjang pipa total} = 41,5 \text{ m}$

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$h_{SL} = 0,019 \times \frac{41,5 \text{ m} \left[ 1,1637 \text{ m/s} \right]^2}{0,1023 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_{SL} = 0,532 \text{ m} = 1,7459 \text{ ft}$$

#### Menentukan tekanan uap fluida

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,0915 \text{ atm} = 0,0927 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 2 + \left( 1,0133 - 0,0927 \right) \times \frac{10,2}{1,053} - 0,532 \\ &= 10,3867 \text{ m} \end{aligned}$$

#### b. *Net positive Suction Head yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)*

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 356,25 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} = 0,5323 \text{ m}^3\text{/menit}$$

$$NPSH_R = \left( \frac{356,25}{1200} \right)^{4/5} \times 0,5323^{2/3}$$

$$= 0,2486 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

## 7. Menghitung Brake Horse Power (BHP)

Penentuan *Brake Horse Power* (BPH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* pers 5-24 halaman 336 yaitu sebagai berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Spgr}}{3960 e}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)	
Q	=	Kapasitas pompa (gall/menit)	= 140,616001 gall/menit
H	=	Head Pompa (ft)	= 9,3509 ft
spgr	=	<i>Specific gravity</i>	= 1,05
e	=	Efisiensi	

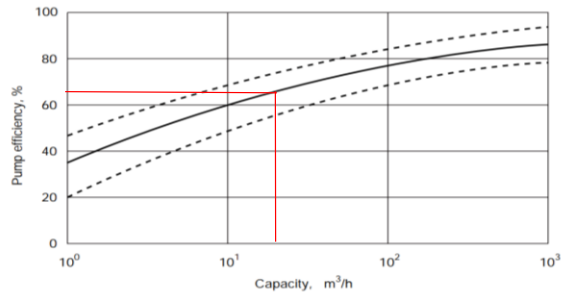


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 65 %

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{140,6160 \times 9,3509 \times 1,0528}{3960 \times 0,65} \\ &= 0,5378 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 8. Menentukan Motor Standar

Dari Buku *Plant Design and Economy for Chemical Engineering* ., 1991 by Peter and Timmerhaus, Fig 14.38, page 521 didapat efisiensi motor pada

BHP = 0,54 Hp yaitu:

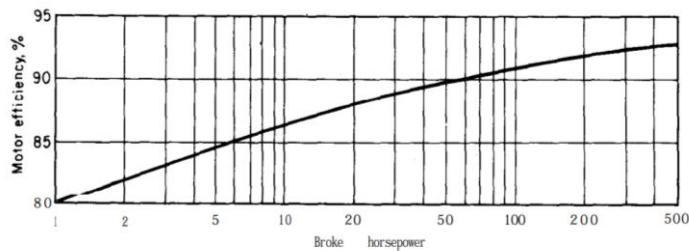


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi} &= 80 \% \\ \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,54}{0,8} \\ &= 0,6722 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah  $\frac{3}{4}$  Hp



**KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU-05)**

**Tugas :** Mengalirkan dowtherm pemanas dari akumulator dowtherm pemanas (TU-03)  
ke furnace utilitas (F-01) dan alat pemanas pada proses hingga kembali ke TU-03

**Jenis :** *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS	=	4	in
Schedule Number	=	40	
OD	=	4,5	in
ID	=	4,026	in

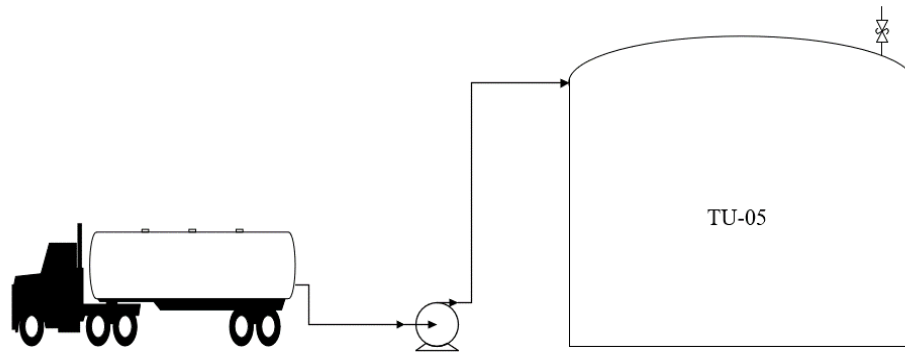
**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir	=	0,5323	m <sup>3</sup> /menit
Head pompa	=	2,850	m
Kecepatan Putar	=	356,25	rpm
Kecepatan Spesifik	=	790,01	rpm
NPSH <sub>A</sub>	=	10,387	m
NPSH <sub>R</sub>	=	0,2486	m
Daya Motor	=	0,75	Hp

### Pompa Utilitas (PU-06)

Tugas : Mengalirkan minyak bahan bakar (solar) dari truk tangki unit pembelian ke tangki bahan bakar (TU-05)

Alat : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg/jam)
Biosolar	83381,4957

Data: (dianggap kandungan biosolar adalah  $\text{C}_{16}\text{H}_{34}$ )

Data diperoleh dari Carl L. Yaws, Chemical Properties Handbook, 1999

#### Densitas

Dihitung dengan persamaan:

$$\rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dengan hubungan :

$\rho$  : rapat massa fase cair [ g/mL ]

A, B, n, dan  $T_c$  : konstanta konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Komponen	A	B	n	$T_c$
$\text{H}_2\text{O}$	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Viskositas**

Persamaan yang digunakan:

$$\mu_i = 10^{\left(A + \frac{B}{T} + CT + DT^2\right)} 10^{-3}$$

Dimana:

$\mu$  = Viskositas (kg/ms)

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	-8,1894	1,56E+03	1,53E-02	-1,24E-05

**Tekanan Uap**

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	99,1091	-7,53E+03	-3,23E+01	1,05E-02	1,23E-12

Densitas ( $\rho$ ) = 828,9347 kg/m<sup>3</sup>

$$\text{Volume fluida} = \frac{m}{\rho} = \frac{83381,496 \text{ kg/jam}}{828,9347 \text{ kg/m}^3} = 100,5887 \text{ m}^3/\text{jam}$$

**Langkah Perhitungan :**

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Menentukan Kapasitas Pompa
4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
5. Menghitung Head Pompa
6. Menghitung Kecepatan Spesifik
7. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
9. Menentukan Motor Standar

### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai  $10^5$  gallon/menit (0,00909 sampai 454,609  $m^3$ /jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- Biaya yang relatif murah.
- Tidak memakan banyak tempat.
- Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada tangki unit pembelian bahan bakar

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk tangki penyimpanan bahan bakar

- Tinggi *Discharge Head* = 5,49 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

### 3. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\text{Densitas } (\rho) = 828,9347 \text{ kg/m}^3 = 51,7482 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{Volume tangki unit pembelian} = 24000 \text{ liter} = 24 \text{ m}^3$$

Waktu pengosongan tangki unit pembelian: 20 menit

Maka:

$$\begin{aligned} \text{Laju alir pompa (Q)} &= \frac{\text{Volume Truk Tangki}}{\text{Waktu Pengosongan}} = \frac{24 \text{ m}^3}{20 \text{ menit}} = 1,2 \frac{\text{m}^3}{\text{menit}} \\ &= \frac{72 \text{ m}^3}{\text{jam}} = 317,03 \frac{\text{gall}}{\text{menit}} = 42,378 \frac{\text{ft}^3}{\text{menit}} \end{aligned}$$

#### 4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

$$D_{i, opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, page 496})$$

Diketahui,  $D_{i, opt}$  : Diameter Pipa Optimum (in)  
 $Q$  : Kecepatan Volume Fluida (ft<sup>3</sup>/s)  
 $\rho$  : Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

$$\begin{aligned} D_{i, opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,7063^{0,45} \times 51,748^{0,13} \\ &= 5,5708 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
¼	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
½	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
¾	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
1¼	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.48
1½	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
2	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
2½	1.90	40*	1.610	2.04	0.495	0.422	2.72
		80†	1.500	1.76		0.393	3.64
3	2.38	40*	2.067	3.35	0.622	0.542	3.66
		80†	1.939	2.95		0.508	5.03
3½	2.88	40*	2.469	4.79	0.753	0.647	5.80
		80†	2.323	4.23		0.609	7.67
4	3.50	40*	3.068	7.38	0.917	0.804	7.58
		80†	2.900	6.61		0.760	10.3
6	4.50	40*	4.026	12.7	1.178	1.055	10.8
		80†	3.826	11.5		1.002	15.0
8	6.625	40*	6.065	28.9	1.734	1.590	19.0
		80†	5.761	26.1		1.510	28.6
10	8.625	40*	7.981	50.0	2.258	2.090	28.6
		80†	7.625	45.7		2.000	43.4
12	10.75	40*	10.02	78.8	2.814	2.62	40.5
		60	9.75	74.6		2.55	54.8
14	12.75	30	12.09	115	3.338	3.17	43.8
		30	13.25	138		3.665	54.6

$$\text{Normal Pipe Size, Nps} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Schedule Number, Sch} = 40$$

$$\text{Outside Diameter, OD} = 6,63 \text{ in} = 0,16828 \text{ m}$$

$$\text{Inside Diameter, ID} = 6,065 \text{ in} = 0,15405 \text{ m}$$

$$\text{Flow Area per pipe} = 28,9 \text{ in}^2 = 0,01735 \text{ m}^2$$

**Kecepatan aliran dalam pipa :**

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,02000 \text{ m}^3/\text{s}}{0,01735 \text{ m}^2} = 1,153 \text{ m/s}$$

**Viskositas Cairan**

$$\mu_l = 0,0027 \text{ kg/m.s} = 0,0018 \text{ lb/ft.s}$$

**Reynold Number :**

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho l \times v \times \text{ID}}{\mu_l} \\ &= \frac{828,9347 \times 1,1529 \times 0,1541}{0,0027} \\ &= 53552,1759 \text{ (turbulence flow)} \end{aligned}$$

**Bahan Konstruksi :***Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts*(White, F.M. *Fluid Mechanics*, 2011, page 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Dipilih : *Commercial Steel*

$$\text{Kekasaran Pipa, } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,000046 \text{ m}$$

Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/\text{ID} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,154051 \text{ m}} = 0,000297$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram *Moody* (White, F.M. *Fluid Mechanics*, page 370)

Dimana,  $\epsilon/ID = 0,000297$

$Re = 53552,1759$

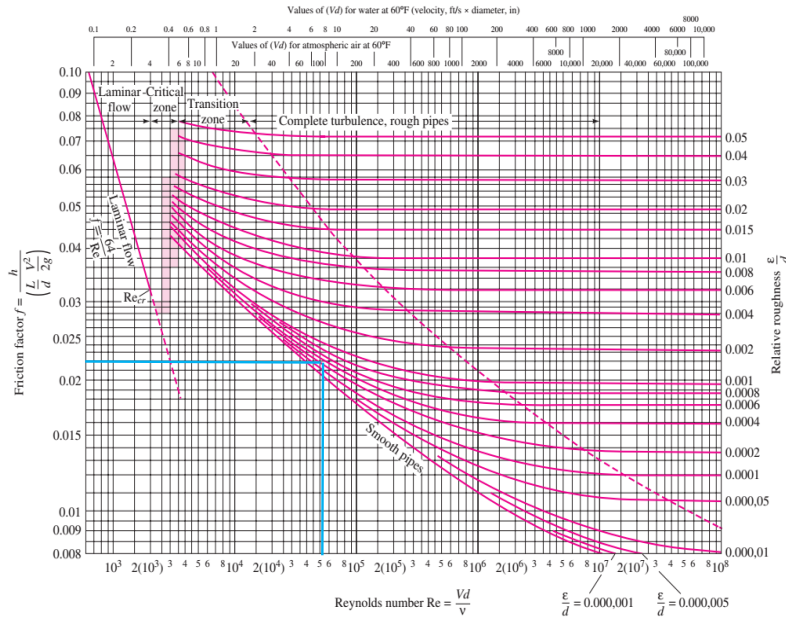


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,022$

**Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)**

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Ludwig E. E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Vol 1 3rd Ed., 1999 Fig 2.21 page 87 yaitu sebagai berikut :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	16	1	16	4,9
<i>Sudden contraction</i>	5,5	1	5,5	1,7
<i>Swing check valve</i>	40	1	40	12,2
<i>Globe valve, open</i>	160	1	160	48,8
<i>Standart elbow</i>	16	4	64	19,5
<i>Standart tee</i>	35	0	0	0,0
Total ( $\Sigma Le$ )				87,0

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus (L) dirancang sepanjang} &= 10 \text{ m} \\ \Sigma L_e + L &= 97,0 \text{ m} \\ &= 318,31 \text{ ft} \end{aligned}$$

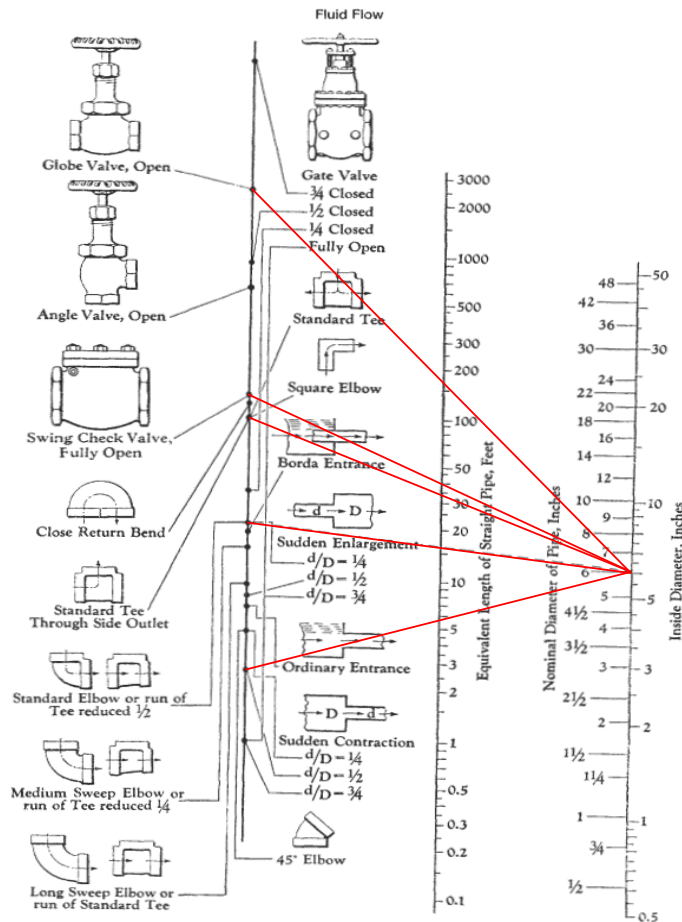


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

##### a. Head Pompa karena faktor friksi (hf)

Head Pompa karena faktor friksi (hf) dapat dihitung dengan **Persamaan**

**Darcy-Weisbach** yaitu:

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$



Dimana :

$h_f$  : *Head* karena faktor friksi

$f$  : Faktor friksi

$L$  : Panjang Pipa (m)

$ID$  : Diameter dalam pipa (m)

$V$  : Kecepatan linier fluida (m/s)

$g$  : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik. J. I *Pump Handbook* 3<sup>rd</sup> Ed., 2001 page 8.34)

$$h_f = 0,022 \times \frac{97,0 \text{ m} \left[ 1,1529 \text{ m/s} \right]^2}{0,1541 \text{ m}^2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_f = 0,939 \text{ m} = 3,0806 \text{ ft}$$

#### b. Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan **Persamaan Bernoulli**, yaitu :

$$H = h_f + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_1$$

(White. F. M *Fluid Mechanics* 5<sup>th</sup> Ed., page 763)

$P_1=P_2$ , maka:

$$\begin{aligned} H &= 0,939 + \left( \frac{1,1529^2}{2 \cdot 9,807} + 5,49 \right) - \left( \frac{0^2}{2 \cdot 9,807} + 1 \right) \\ &= 0,939 + 5,5542 - 1 \\ &= 5,493 \text{ m} = 18,022 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{n Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194})$$

Dengan hubungan :

$N_s$  = Kecepatan spesifik (rad)

$N$  = Kecepatan putar (rpm)

$Q$  = Kapasitas Pompa (gall/menit)

$H$  = Head Pompa (ft)

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar dipilih : 500 rpm (trial)

Faktor slip : 5 %

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 500 \text{ rpm} \times 0,95 \\ &= 475 \text{ rpm} = 49,717 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Stage = 1

Maka,

$$N_s = \frac{475 \text{ rpm} \times \left( 317,0 \frac{\text{gall}}{\text{min}} \right)^{0,5}}{\left( 18,022 \text{ ft} \right)^{0,75}}$$

$$N_s = 966,911996 \text{ rpm}$$

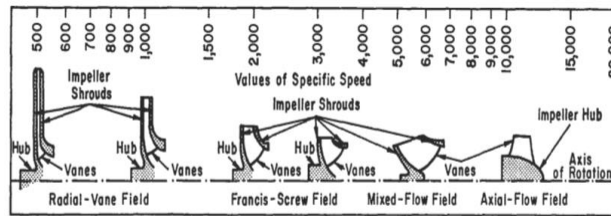


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, Standards of the Hydraulic Institute, 10th ed.) Also see [17], Hydraulic Institute, 13th ed., 1975.

Berdasarkan figure 3-47 *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, dengan  $N_s = 966,91 \text{ rpm}$ , maka dipakai jenis impeller *Radial-Vane Field*.

## 6. Menghitung *Net positive Suction Head (NPSH)*

### a. *Net positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)*

Penentuan *Net Positive Suction Head (NPSH)* didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* persamaan 5-10a halaman 326 yaitu:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left( \frac{10,2 \text{ m/bar}}{\text{spgr}} \right) - h_{SL}$$

$$S = \text{Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$\text{Spgr} = \text{Specific Gravity} = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}} = \frac{828,9347 \text{ kg/m}^3}{1022,6727 \text{ kg/m}^3} = 0,8106$$

$$h_{SL} = \text{Friksi dari suction}$$

**Menentukan head friksi pada suction:**

$$f = \text{Friction Factor} = 0,022$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 1,1529 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,1541 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa lurus (L)} = 4 \text{ m}$$

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden contraction</i>	5,5	1	5,5	1,7
<i>Globe valve, open</i>	160	1	160	48,8
<i>Standart elbow</i>	16	1	16	4,9
Total ( $\Sigma Le$ )				55,3

$$L + \Sigma Le = \text{Panjang pipa total} = 59,3 \text{ m}$$

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$h_{SL} = 0,022 \times \frac{59,3 \text{ m} \left( 1,1529 \text{ m/s} \right)^2}{0,1541 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_{SL} = 0,574 \text{ m} = 1,8836 \text{ ft}$$

#### Menentukan tekanan uap fluida

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,00000324 \text{ atm} = 3E-06 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 2 + \left( 1,0133 - 3E-06 \right) \times \frac{10,2}{0,811} - 0,574 \\ &= 14,1765 \text{ m} \end{aligned}$$

#### b. *Net positive Suction Head yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)*

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 475 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} = 1,2 \text{ m}^3\text{/menit}$$

$$NPSH_R = \left( \frac{475}{1200} \right)^{4/5} \times 1,2^{2/3} = 0,5380 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.

## 7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

Penentuan *Brake Horse Power* (BPH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* pers 5-24 halaman 336 yaitu sebagai berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Spgr}}{3960 e}$$

BHP	=	Daya Penggerak Poros (Hp)		
Q	=	Kapasitas pompa (gall/menit)	=	317,03 gall/menit
H	=	Head Pompa (ft)	=	18,0221 ft
spgr	=	<i>Specific gravity</i>	=	0,81
e	=	Efisiensi		

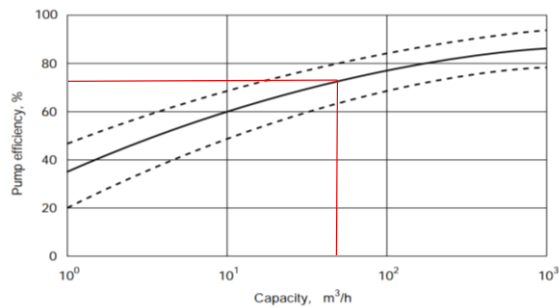


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 72 %

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{317,0268 \times 18,0221 \times 0,8106}{3960 \times 0,72} \\ &= 1,6243 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 8. Menentukan Motor Standar

Dari Buku *Plant Design and Economy for Chemical Engineering*., 1991 by Peter and Timmerhaus, Fig 14.38, page 521 didapat efisiensi motor pada

BHP = 1,62 Hp yaitu:

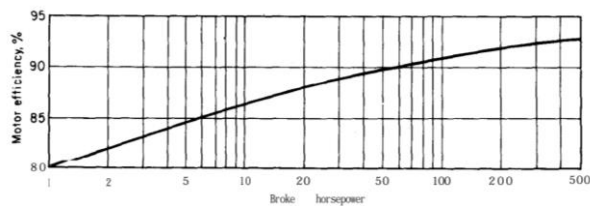


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi} &= 82 \% \\ \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{1,62}{0,82} \\ &= 1,9808 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah 3 Hp

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU-06)**

**Tugas :** Mengalirkan minyak bahan bakar (solar) dari truk tangki unit pembelian ke tangki bahan bakar (TU-05)

**Jenis :** *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS	=	6	in
Schedule Number	=	40	
OD	=	6,625	in
ID	=	6,065	in

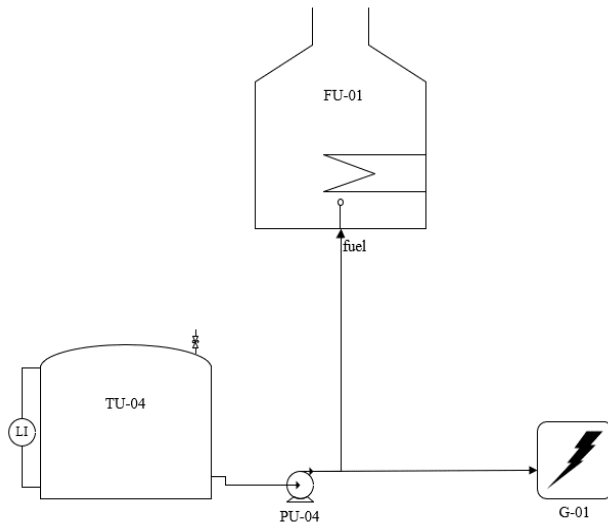
**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir	=	1,2	m <sup>3</sup> /menit
Head pompa	=	5,493	m
Kecepatan Putar	=	475	rpm
Kecepatan Spesifik	=	966,91	rpm
NPSH <sub>A</sub>	=	14,177	m
NPSH <sub>R</sub>	=	0,5380	m
Daya Motor	=	3	Hp

### Pompa Utilitas (PU-07)

Tugas : Mengalirkan minyak bahan bakar (solar) dari tangki bahan bakar (TU-05) ke Furnace (F-01) dan Generator (G-01)

Alat : *Centrifugal Pump*



Kondisi Operasi :

$$T = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

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

Komponen	Massa (kg/jam)
Biosolar	496,3184

Data: (dianggap kandungan biosolar adalah  $\text{C}_{16}\text{H}_{34}$ )

Data diperoleh dari Carl L. Yaws, Chemical Properties Handbook, 1999

#### Densitas

Dihitung dengan persamaan:

$$\rho = A \cdot B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dengan hubungan :

$\rho_l$  : rapat massa fase cair [ g/mL ]

A, B, n, dan  $T_c$  : konstanta konstanta

T : suhu operasi [ K ]

Komponen	A	B	n	$T_c$
$\text{H}_2\text{O}$	0,3471	2,74E-01	0,286	647,13

**Viskositas**

Persamaan yang digunakan:

$$\mu_i = 10^{\left(A + \frac{B}{T} + CT + DT^2\right)} 10^{-3}$$

Dimana:

$\mu$  = Viskositas (kg/ms)

A, B, C, D = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

Komponen	A	B	C	D
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	-8,1894	1,56E+03	1,53E-02	-1,24E-05

**Tekanan Uap**

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + D T + E T^2$$

P = vapor pressure, mm Hg

A, B, C, D, and E = regression coefficients for chemical compound

T = temperature, K

Komponen	A	B	C	D	E
C <sub>16</sub> H <sub>34</sub>	99,1091	-7,53E+03	-3,23E+01	1,05E-02	1,23E-12

Densitas ( $\rho$ ) = 828,9347 kg/m<sup>3</sup>

$$\text{Volume fluida} = \frac{m}{\rho} = \frac{496,3184 \text{ kg/jam}}{828,9347 \text{ kg/m}^3} = 0,5987 \text{ m}^3/\text{jam}$$

**Langkah Perhitungan :**

1. Pemilihan Jenis Pompa
2. Menentukan Titik Pemompaan
3. Menentukan Kapasitas Pompa
4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum
5. Menghitung Head Pompa
6. Menghitung Kecepatan Spesifik
7. Menghitung *Net Positive Suction Head (NPSH)*
8. Menghitung *Brake Horse Power (BHP)*
9. Menentukan Motor Standar



### 1. Pemilihan Jenis Pompa

Dipilih jenis pompa yaitu *Centrifugal Pump*, dengan alasan sebagai berikut :

- a. Merupakan pompa yang sering digunakan dalam dunia industri kimia. Baik untuk mengalirkan bahan baku maupun produk, air, air umpan boiler, sirkulasi kondensor, dan sebagainya dengan viskositas yang relatif rendah.
- b. Jenis pompa ini cocok untuk laju alir fluida kisaran 2 sampai  $10^5$  gallon/menit (0,00909 sampai 454,609  $m^3$ /jam) dan cocok untuk tekanan tinggi hingga 48 MPa (473,723 atm).
- c. Biaya yang relatif murah.
- d. Tidak memakan banyak tempat.
- e. Dapat digunakan dengan penggerak motor maupun turbin.

(*Perry's Chemical Engineer Handbook* 8th Ed., 2008 page 10.32)

### 2. Menentukan Titik Pemompaan

Titik 1, *Suction* : Permukaan cairan pada tangki bahan bakar (TU-05)

- Tinggi *Suction Head* = 1 m
- Tekanan, P1 = 1 atm

Titik 2, *Discharge* : Ujung pipa masuk furnace (F-01) dan generator (G-01)

- Tinggi *Discharge Head* = 2,00 m
- Tekanan, P2 = 1 atm

### 3. Menentukan Kapasitas Pompa

$$\text{Densitas } (\rho) = 828,9347 \text{ kg/m}^3 = 51,7482 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Laju alir pompa (Q)} &= \frac{\text{Massa fluida}}{\text{Densitas fluida}} \\ &= \frac{496,3184 \text{ kg/jam}}{828,9347 \text{ kg/m}^3} = 0,5987 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \\ &= 21,144 \text{ ft}^3/\text{jam} = 158,18 \text{ gall/jam} \end{aligned}$$

#### 4. Menghitung Ukuran Pipa Optimum

Ukuran Diameter Pipa Optimum didapat dari persamaan:

$$D_{i, opt} = 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West, 2003, page 496})$$

Diketahui,  $D_{i, opt}$  : Diameter Pipa Optimum (in)  
 $Q$  : Kecepatan Volume Fluida (ft<sup>3</sup>/s)  
 $\rho$  : Densitas Fluida (lb/ft<sup>3</sup>)

$$\begin{aligned} D_{i, opt} &= 3,9 \times Q^{0,45} \times \rho^{0,13} \\ &= 3,9 \times 0,0059^{0,45} \times 51,748^{0,13} \\ &= 0,6455 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih Pipa Standar dengan spesifikasi dari Tabel. 11 Kern, D.Q., hal. 844

TABLE 11. DIMENSIONS OF STEEL PIPE (IPS)

Nominal pipe size, IPS, in.	OD, in.	Schedule No.	ID, in.	Flow area per pipe, in. <sup>2</sup>	Surface per lin ft, ft. <sup>2</sup> /ft.		Weight per lin ft, lb steel
					Outside	Inside	
1/8	0.405	40*	0.269	0.058	0.106	0.070	0.25
		80†	0.215	0.036		0.056	0.32
1/4	0.540	40*	0.364	0.104	0.141	0.095	0.43
		80†	0.302	0.072		0.079	0.54
3/8	0.675	40*	0.493	0.192	0.177	0.129	0.57
		80†	0.423	0.141		0.111	0.74
1/2	0.840	40*	0.622	0.304	0.220	0.163	0.85
		80†	0.546	0.235		0.143	1.09
3/4	1.05	40*	0.824	0.534	0.275	0.216	1.13
		80†	0.742	0.432		0.194	1.43
1	1.32	40*	1.049	0.864	0.344	0.274	1.68
		80†	0.957	0.718		0.250	2.17
1 1/4	1.66	40*	1.380	1.50	0.435	0.362	2.28
		80†	1.278	1.28		0.335	3.00
1 1/2	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
2 1/2	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	3.838	3.17	43.8
		40	13.25	138		3.665	54.6

Normal Pipe Size, Nps = 3/4 in

Schedule Number, Sch = 40

Outside Diameter, OD = 1,05 in = 0,02667 m

Inside Diameter, ID = 0,824 in = 0,02093 m

Flow Area per pipe = 0,534 in<sup>2</sup> = 0,00032 m<sup>2</sup>

**Kecepatan aliran dalam pipa :**

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{0,00017 \text{ m}^3/\text{s}}{0,00032 \text{ m}^2} = 0,5189 \text{ m/s}$$

**Viskositas Cairan**

$$\mu_l = 0,0027 \text{ kg/m.s} = 0,0018 \text{ lb/ft.s}$$

**Reynold Number :**

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{\rho l \times v \times \text{ID}}{\mu_l} \\ &= \frac{828,9347 \times 0,5189 \times 0,0209}{0,0027} \\ &= 3274,44516 \end{aligned}$$

**Bahan Konstruksi :***Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts*(White, F.M. *Fluid Mechanics*, 2011, page 371)

Table 6.1 Recommended Roughness Values for Commercial Ducts

Material	Condition	$\epsilon$		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	±60
	Stainless, new	0.000007	0.002	±50
	Commercial, new	0.00015	0.046	±30
Iron	Riveted	0.01	3.0	±70
	Rusted	0.007	2.0	±50
	Cast, new	0.00085	0.26	±50
	Wrought, new	0.00015	0.046	±20
	Galvanized, new	0.0005	0.15	±40
	Asphalted cast	0.0004	0.12	±50
Brass	Drawn, new	0.000007	0.002	±50
Plastic	Drawn tubing	0.000005	0.0015	±60
Glass	—	Smooth	Smooth	
Concrete	Smoothed	0.00013	0.04	±60
	Rough	0.007	2.0	±50
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	±60
Wood	Stave	0.0016	0.5	±40

Dipilih : *Commercial Steel*

$$\text{Kekasaran Pipa, } \epsilon = 0,00015 \text{ ft} = 0,000046 \text{ m}$$

Kekasaran Relatif :

$$\epsilon/\text{ID} = \frac{0,000046 \text{ m}}{0,020930 \text{ m}} = 0,002184$$

**Faktor Friksi Darcy:**

Diperoleh dari diagram *Moody* (White, F.M. *Fluid Mechanics*, page 370)

Dimana,  $\epsilon/ID = 0,002184$

$Re = 3274,44516$

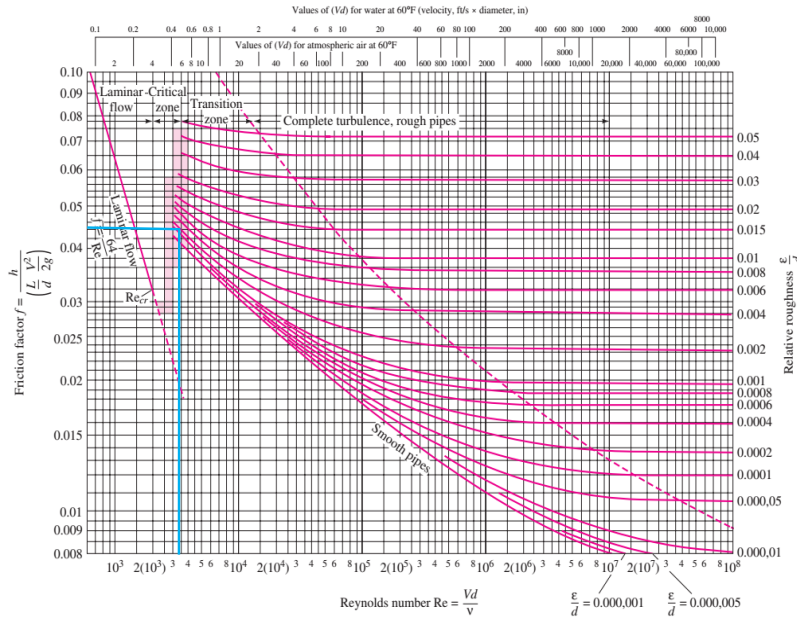


Fig. 6.13 The Moody chart for pipe friction with smooth and rough walls. This chart is identical to Eq. (6.48) for turbulent flow. (From Ref. 8, by permission of the ASME.)

$f = 0,048$

**Memilih Panjang Ekuivalen (Le) dan Panjang pipa (L)**

Penentuan Panjang Ekuivalen didapat dari Ludwig E. E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant*, Vol 1 3rd Ed., 1999 Fig 2.21 page 87 yaitu sebagai berikut :

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden enlargement</i>	2,25	2	4,5	1,4
<i>Sudden contraction</i>	0,8	1	0,8	0,2
<i>Swing check valve</i>	5,5	1	5,5	1,7
<i>Globe valve, open</i>	22,5	1	22,5	6,9
<i>Standart elbow</i>	2,25	1	2,25	0,7
<i>Standart tee</i>	4,5	1	4,5	1,4
Total ( $\Sigma Le$ )				12,2

$$\begin{aligned} \text{Panjang pipa lurus (L) dirancang sepanjang} &= 30 \text{ m} \\ \Sigma L_e + L &= 42,2 \text{ m} \\ &= 138,48 \text{ ft} \end{aligned}$$

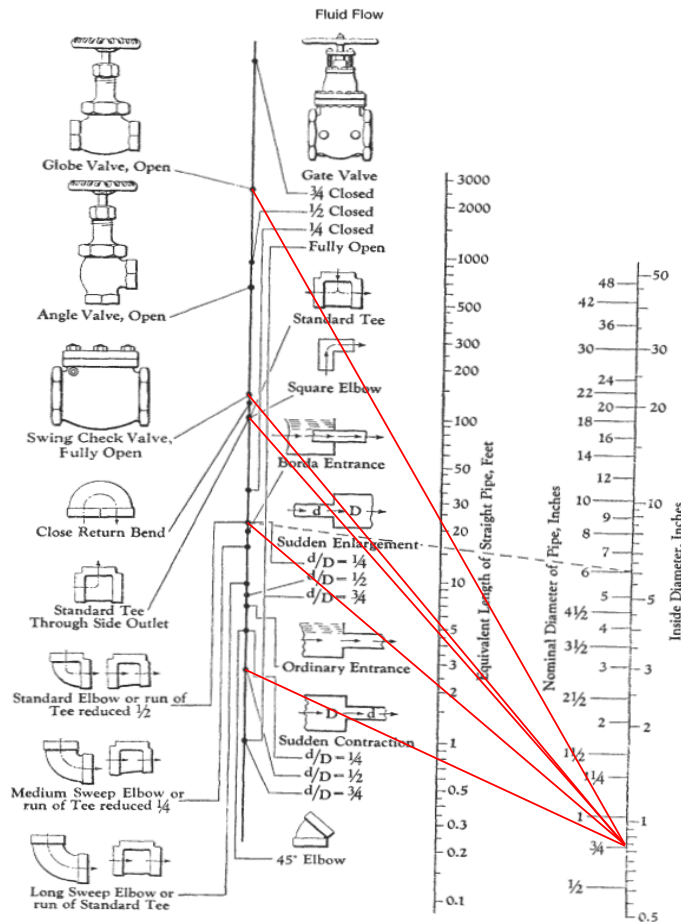


Figure 2-20. Equivalent length resistance of valves and fittings to flow of fluids. Note: apply to 2 in. and smaller threaded pipe for process applications (this author). By permission, Crane Co., Technical Paper #409, Engineering Div., 1942, also see [3].

#### 4. Menghitung Head Pompa

##### a. Head Pompa karena faktor friksi (hf)

Head Pompa karena faktor friksi (hf) dapat dihitung dengan **Persamaan**

**Darcy-Weisbach** yaitu:

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

Dimana :

$h_f$  : *Head* karena faktor friksi

$f$  : Faktor friksi

$L$  : Panjang Pipa (m)

$ID$  : Diameter dalam pipa (m)

$V$  : Kecepatan linier fluida (m/s)

$g$  : Gaya gravitasi (32,17 ft/s<sup>2</sup>) atau (9,807 m/s<sup>2</sup>)

(Karrasik. J. I *Pump Handbook* 3<sup>rd</sup> Ed., 2001 page 8.34)

$$h_f = 0,048 \times \frac{42,2 \text{ m} \left[ 0,5189 \text{ m/s} \right]^2}{0,0209 \text{ m}^2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_f = 1,329 \text{ m} = 4,3593 \text{ ft}$$

#### b. Head Pompa

Head Pompa dihitung dengan **Persamaan Bernoulli**, yaitu :

$$H = h_f + \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_2 - \left( \frac{P}{\rho \cdot g} + \frac{V^2}{2 \cdot g} + Z \right)_1$$

(White. F. M *Fluid Mechanics* 5<sup>th</sup> Ed., page 763)

$P_1=P_2$ , maka:

$$\begin{aligned} H &= 1,329 + \left( \frac{0,5189^2}{2 \cdot 9,807} + 2,00 \right) - \left( \frac{0^2}{2 \cdot 9,807} + 1 \right) \\ &= 1,329 + 2,0137 - 1 \\ &= 2,342 \text{ m} = 7,6852 \text{ ft} \end{aligned}$$

#### 5. Menghitung Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dengan persamaan:

$$N_s = \frac{n Q^{0,5}}{H^{0,75}} \quad (\text{Ludwig E.E. Ed. III, vol 1, } \textit{Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, page 194})$$

Dengan hubungan :

$N_s$  = Kecepatan spesifik (rad)

$N$  = Kecepatan putar (rpm)

$Q$  = Kapasitas Pompa (gall/menit)

$H$  = Head Pompa (ft)

Dipilih berdasarkan Tabel 14.2. Ludwig, E.E. Ed. III, vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar dipilih : 3000 rpm (trial)

Faktor slip : 5 %

$$\begin{aligned} \text{rpm} &= 3000 \text{ rpm} \times 0,95 \\ &= 2850 \text{ rpm} = 298,3 \text{ rad/s} \end{aligned}$$

Stage = 1

Maka,

$$N_s = \frac{2850 \text{ rpm} \times \left[ \frac{2,6 \text{ gall/min}}{7,685 \text{ ft}} \right]^{0,5}}{\left[ \frac{2,6 \text{ gall/min}}{7,685 \text{ ft}} \right]^{0,75}}$$

$$N_s = 1002,55298 \text{ rpm}$$

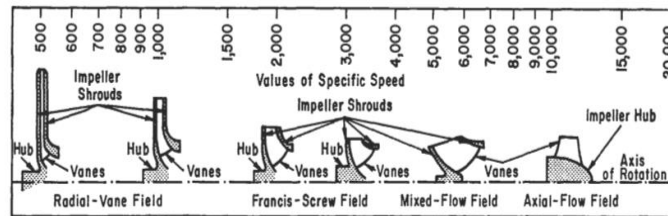


Figure 3-47. Impeller designs and corresponding specific speed range. (By permission, *Standards of the Hydraulic Institute*, 10th ed.) Also see [17], *Hydraulic institute*, 13th ed., 1975.

Berdasarkan figure 3-47 *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, dengan  $N_s = 1002,6 \text{ rpm}$ , maka dipakai jenis impeller *Radial-Vane Field*.

## 6. Menghitung *Net positive Suction Head (NPSH)*

### a. *Net positive Suction Head yang tersedia (NPSH<sub>A</sub>)*

Penentuan *Net Positive Suction Head (NPSH)* didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* persamaan 5-10a halaman 326 yaitu:

$$NPSH_a = S + (P_a - P_{vp}) \times \left( \frac{10,2 \text{ m/bar}}{spgr} \right) - h_{SL}$$

$$S = \text{Suction Head} = 1 \text{ m}$$

$$Spgr = \text{Specific Gravity} = \frac{\rho \text{ fluida}}{\rho \text{ air}} = \frac{828,9347 \text{ kg/m}^3}{1022,6727 \text{ kg/m}^3} = 0,8106$$

$$h_{SL} = \text{Friksi dari suction}$$

**Menentukan head friksi pada suction:**

$$f = \text{Friction Factor} = 0,048$$

$$v = \text{Kecepatan aliran cairan} = 0,5189 \text{ m/s}$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$ID = 0,0209 \text{ m}$$

$$\text{Panjang pipa lurus (L)} = 4 \text{ m}$$

Panjang Ekuivalen	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$	
			ft	m
<i>Sudden contraction</i>	0,8	1	0,8	0,2
<i>Globe valve, open</i>	22,5	1	22,5	6,9
<i>Standart elbow</i>	2,25	1	2,25	0,7
Total ( $\Sigma Le$ )				7,8

$$L + \Sigma Le = \text{Panjang pipa total} = 11,8 \text{ m}$$

$$hf = f \cdot \frac{L}{ID} \cdot \frac{V^2}{2g}$$

$$h_{SL} = 0,048 \times \frac{11,8 \text{ m} \left[ 0,5189 \text{ m/s} \right]^2}{0,0209 \text{ m} \cdot 2 \cdot 9,807 \text{ m/s}^2}$$

$$h_{SL} = 0,371 \text{ m} = 1,2175 \text{ ft}$$

#### Menentukan tekanan uap fluida

$$P_a = \text{Tekanan Operasi} = 1 \text{ atm} = 1,0133 \text{ bar}$$

$$P_{vp} = \text{Tekanan Uap Murni} = 0,00000324 \text{ atm} = 3E-06 \text{ bar}$$

$$\begin{aligned} NPSH_A &= 2 + \left( 1,0133 - 3E-06 \right) \times \frac{10,2}{0,811} - 0,371 \\ &= 14,3796 \text{ m} \end{aligned}$$

#### b. *Net positive Suction Head yang diperlukan (NPSH<sub>R</sub>)*

NPSH yang diperlukan (NPSHR) dihitung dengan pers. 3-43 Sularso p.46

$$NPSH_R = \left( \frac{N}{1200} \right)^{4/5} \times Q^{2/3}$$

Keterangan :

$$N : \text{Kecepatan putar (rpm)} = 2850 \text{ rpm}$$

$$Q : \text{Kapasitas pompa (m}^3\text{/menit)} = 0,01 \text{ m}^3\text{/menit}$$

$$NPSH_R = \left( \frac{2850}{1200} \right)^{4/5} \times 0,01^{2/3} = 0,0926 \text{ m}$$

Karena  $NPSH_A > NPSH_R$ , maka tidak terjadi kavitasi.



## 7. Menghitung *Brake Horse Power* (BHP)

Penentuan *Brake Horse Power* (BPH) didapat dari Buku *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants* pers 5-24 halaman 336 yaitu sebagai berikut :

$$\text{BHP} = \frac{Q \cdot H \cdot \text{Spgr}}{3960 e}$$

BHP = Daya Penggerak Poros (Hp)

Q = Kapasitas pompa (gall/menit) = 2,63635336 gall/menit

H = Head Pompa (ft) = 7,6852 ft

spgr = *Specific gravity* = 0,81

e = Efisiensi

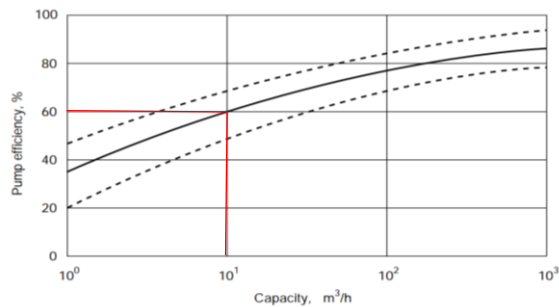


Figure 10.62. Efficiencies of centrifugal pumps

Data dari fig 10.62. Towler & Sinnott, hal. 480 untuk :

Diperoleh efisiensi pompa sebesar = 60 %

$$\begin{aligned} \text{BHP} &= \frac{2,6364 \times 7,6852 \times 0,8106}{3960 \times 0,6} \\ &= 0,0069 \text{ Hp} \end{aligned}$$

## 8. Menentukan Motor Standar

Dari Buku *Plant Design and Economy for Chemical Engineering*., 1991 by Peter and Timmerhaus, Fig 14.38, page 521 didapat efisiensi motor pada

BHP = 0,0069 Hp yaitu:

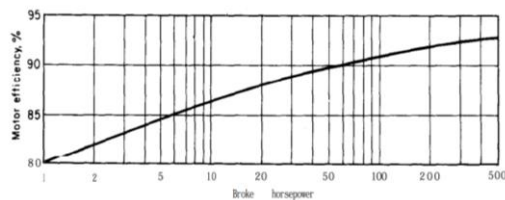


FIGURE 1438  
Efficiencies of three-phase motors.

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi} &= 80 \% \\ \text{Daya} &= \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} \\ &= \frac{0,01}{0,8} \\ &= 0,0086 \text{ Hp} \end{aligned}$$

*Horsepower Ratings.*<sup>31</sup> Standard NEMA ratings for induction motors are

General purpose:  $\frac{1}{2}$ ,  $\frac{3}{4}$ , 1,  $1\frac{1}{2}$ , 2, 3, 5,  $7\frac{1}{2}$ , 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.

Berdasarkan Ludwig E.E., *Design for Chemical and Petrochemical Plant Vol 3 3rd Ed.*, page 628, daya motor standar adalah  $\frac{1}{2}$  Hp

**KESIMPULAN POMPA UTILITAS (PU-07)**

**Tugas :** Mengalirkan minyak bahan bakar (solar) dari tangki bahan bakar (TU-05)  
ke Furnace (F-01) dan Generator (G-01)

**Jenis :** *Centrifugal Pump*

**Pemilihan Pipa :**

IPS	=	3/4	in
Schedule Number	=	40	
OD	=	1,05	in
ID	=	0,824	in

**Spesifikasi Pompa :**

Laju Alir	=	0,01	m <sup>3</sup> /menit
Head pompa	=	2,342	m
Kecepatan Putar	=	2850	rpm
Kecepatan Spesifik	=	1002,6	rpm
NPSH <sub>A</sub>	=	14,380	m
NPSH <sub>R</sub>	=	0,0926	m
Daya Motor	=	0,5	Hp

## MANAJEMEN PERUSAHAAN

### A. Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yaitu perusahaan yang terdiri dari pemegang saham dan berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal badan hukum terdiri atas saham-saham dan kredit dari dalam dan luar negeri. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh seorang direksi yang terdiri dari seorang direktur utama dibantu oleh direktur-direktur.

Direktur dipilih oleh rapat umum anggota, tidak selalu seorang yang dipilih menjadi direktur adalah orang yang memiliki saham, dapat juga orang lain. Pekerjaan direksi sehari-hari diawasi oleh rapat umum para pemilik saham. Dewan komisaris berhak mengadakan pemeriksaan sendiri atau dibantu oleh akuntan pabrik bila dalam perusahaan ada hal-hal yang kurang beres.

Direksi dan komisaris dipilih kembali oleh rapat umum pemilik saham apabila mereka bersedia setelah masa jabatannya habis. Kekuasaan tertinggi dalam perseroan terbatas adalah rapat umum para pemilik saham 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.

Dasar pertimbangan pemilihan bentuk perusahaan Perseroan Terbatas adalah sebagai berikut:

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

secara efisien.

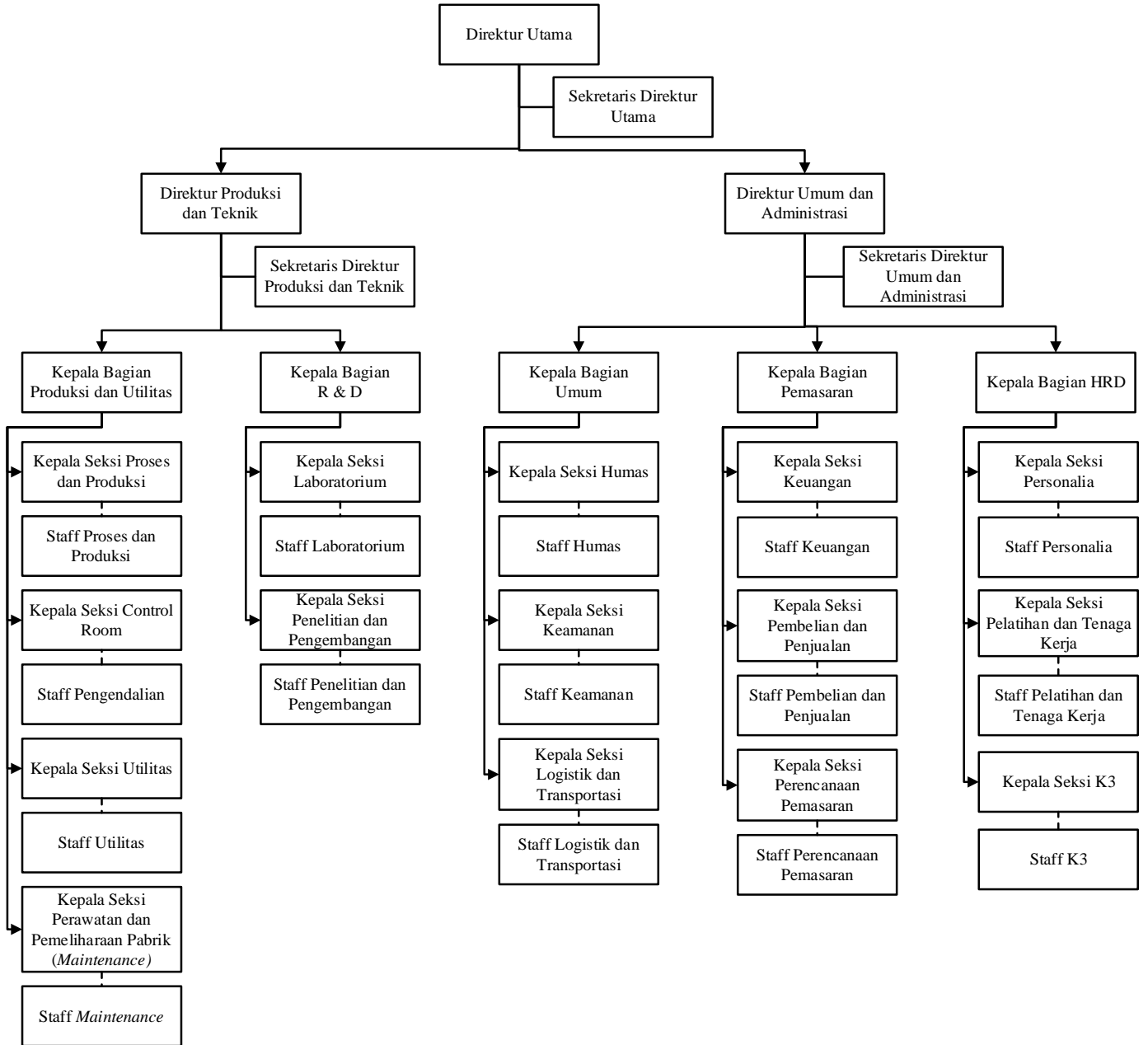
6. Pemegang saham melalui rapat umum dapat memilih Dewan Direksi yang cakap dan berkualitas untuk menjalankan perusahaan.

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

1. Adanya kesatuan dalam pimpinan dari perintah karena adanya pembagian kewenangan dan kekuasaan yang jelas.
2. Pimpinan dapat lebih cepat mengambil keputusan dan lebih cepat dalam pemberian perintah, sebab perintah tersebut dapat diberikan secara langsung kepada bawahan yang bersangkutan.
3. Mengingat biaya, sebab pimpinan berbagai kegiatan hanya dipegang oleh satu orang saja.

**STRUKTUR ORGANISASI**



### C. Rencana Kerja Karyawan

Pabrik Aseton ini direncanakan memiliki pekerja sebanyak 151 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari secara kontinyu. Jumlah hari kerja 330 hari selama setahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibedakan menjadi dua, yaitu :

#### a. Karyawan *Non Shift*

Karyawan *non shift* merupakan karyawan yang tidak langsung menangani proses produksi, yang termasuk kelompok ini adalah kepala seksi ke atas dan semua karyawan bagian umum. Jam kerja yang berlaku untuk karyawan *non* produksi dalam seminggu adalah 6 hari dengan jumlah kerja maksimum 40 jam dalam seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan *non* produksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut:

Hari Senin - Jumat : Jam 08.00 – 16.00 WIB

Hari Sabtu : Jam 08.00 – 13.00 WIB

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

Hari Senin - Jumat : Jam 12.00 – 13.00 WIB

Hari Sabtu : -

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

#### b. Karyawan *Shift*

Merupakan karyawan yang secara langsung menangani dan terlibat dalam proses produksi atau mengatur bagian-bagian tertentu dari pabrik yang mempunyai hubungan dengan masalah keamanan pabrik serta kelancaran produksi.

Sistem kerja bagi karyawan produksi diatur menurut pembagian *shift* dan dilakukan secara bergiliran. Hal ini dilakukan karena tempat-tempat pada proses produksi memerlukan kerja rutin selama 24 jam secara terus menerus. Pembagian *shift* dilakukan dalam 4 regu, dimana 3 regu mendapat giliran *shift* sedangkan 1 regu libur. Adapun jam kerja *shift* dalam 1 hari diatur dalam 3 *shift* sebagai berikut :

Shift I : Pukul 07:30 – 15:30

Shift II : Pukul 15:30 – 23:30

Shift III : Pukul 23:30 – 07:30

Jam kerja *shift* berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian *shift* setiap 3 hari kerja sekali. Karyawan *shift* bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan produksi tidak libur. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian controll room, laboratorium dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian *shift* seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya.

Jadwal kerja masing-masing regu ditabelkan sebagai berikut :

Tabel 1. Jadwal Kerja Karyawan *Shift*

Regu	Hari														
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
A	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I
B		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
C	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
D	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	
Regu	Hari														
	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
A		II	II	II		III	III	III		I	I	I		II	II
B	II		III	III	III		I	I	I		II	II	II		III
C	III	III		I	I	I		II	II	II		III	III	III	
D	I	I	I		II	II	II		III	III	III		I	I	I

Keterangan :

1, 2, 3, ... : Hari kerja

I, II, III : Jam kerja (*shift*)

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

 : Libur



## D. Jumlah Karyawan

Jumlah tenaga kerja disesuaikan dengan kebutuhan agar pekerjaan dapat diselesaikan secara efektif. Jumlah tenaga kerja yang direncanakan untuk pabrik ini adalah :

### 1. Karyawan *Non Shift*

Tabel 2. Karyawan *Non Shift*

<b>Karyawan <i>Non Shift</i></b>		<b>Jumlah Karyawan</b>
<b>No.</b>	<b>Jabatan</b>	
<b>A.</b>	<b>Dewan Komisaris atau Pemegang Saham</b>	1 orang
<b>B.</b>	<b>Direktur Utama</b>	1 orang
1.	Sekretaris Direktur Utama	1 orang
<b>C.</b>	<b>Direktur</b>	
1.	Direktur Produksi dan Teknik	1 orang
2.	Sekretaris Direktur Produksi dan Teknik	1 orang
3.	Direktur Umum dan Administrasi	1 orang
4.	Sekretaris Direktur Umum dan Administrasi	1 orang
<b>D.</b>	<b>Kepala Bagian (Kabag)</b>	
1.	Kabag Produksi dan Utilitas	1 orang
2.	Kabag <i>Research &amp; Developement (R &amp; D)</i>	1 orang
3.	Kabag Umum	1 orang
4.	Kabag Pemasaran	1 orang
5.	Kabag HRD	1 orang
<b>E.</b>	<b>Kepala Seksi (Kasi)</b>	
1.	Kasi Proses dan Produksi	1 orang
2.	Kasi Control Room	1 orang
3.	Kasi Utilitas	1 orang
4.	Kasi Perawatan dan Pemeliharaan Pabrik ( <i>Maintenance</i> )	1 orang
5.	Kasi Laboratorium	1 orang
6.	Kasi Penelitian dan Pengembangan	1 orang
7.	Kasi Humas	1 orang

8.	Kasi Keamanan	1 orang
9.	Kasi Logistik dan Transportasi	1 orang
10.	Kasi Keuangan	1 orang
11.	Kasi Pembelian dan Penjualan	1 orang
12.	Kasi Perencanaan Pemasaran	1 orang
13.	Kasi Personalia	1 orang
14.	Kasi Pelatihan dan Tenaga Kerja	1 orang
15.	Kasi K3	1 orang
<b>F.</b>	<b>Staff</b>	
1.	Staf Proses dan Produksi	2 orang
2.	Staf Pengendalian	2 orang
3.	Staf Utilitas	2 orang
4.	Staf Perawatan dan Pemeliharaan Pabrik ( <i>Maintenance</i> )	2 orang
5.	Staf Laboratorium	2 orang
6.	Staf Penelitian dan Pengembangan	2 orang
7.	Staf Humas	2 orang
8.	Staf Keamanan	2 orang
9.	Staf Logistik dan Transportasi	2 orang
10.	Staf Keuangan	2 orang
11.	Staf Pembelian dan Penjualan	2 orang
12.	Staf Perencanaan Pemasaran	2 orang
13.	Staf Personalia	2 orang
14.	Staf Pelatihan dan Tenaga Kerja	2 orang
15.	Staf K3	2 orang
<b>G.</b>	<b>Kesehatan dan Driver</b>	
1.	Dokter	2 orang
2.	Perawat	4 orang
3.	Driver	5 orang
4.	Cleaning Service	4 orang
<b>Jumlah</b>		72 orang

## 2. Karyawan Shift

### a. Karyawan Shift Bagian Produksi

Tabel 3. Tabel Karyawan Shift Bagian Produksi

No	Alat Proses	Jumlah Alat	Konversi	Shift	Jumlah Buruh
1	Vaporizer	1	0,5	3	1,5
2	Separator	2	0,25	3	1,5
3	Reaktor	1	0,5	3	1,5
4	Condensor Parsial	1	0,5	3	1,5
5	Menara Distilasi	2	0,5	3	3
6	Heat Exchanger	1	0,25	3	0,75
7	Heater	1	0,25	3	0,75
8	Cooler	4	0,25	3	3
9	Condensor	2	0,25	3	1,5
10	Reboiler	2	0,25	3	1,5
11	Akumulator	2	0,1	3	0,6
12	Tangki	6	0,1	3	2
13	Pompa	14	0,1	3	4
Jumlah					23,1

### b. Karyawan Shift Bagian Utilitas

Tabel 4. Karyawan Shift Bagian Utilitas

No	Alat Utilitas	Jumlah Alat	Operators per Unit per Shift	Shift	Jumlah Buruh
1	Pompa Utilitas	7	0,1	3	2,1
2	Kompresor Udara	1	0,2	3	0,6
3	Blower	1	0,1	3	0,3
4	<i>Furnace</i>	1	0,2	3	0,6
5	Bak Air Bersih	2	0,1	3	0,6
6	Bak Air Kantor-RT	1	0,1	3	0,3
7	<i>Cooling Tower</i>	1	0,2	3	0,6
8	<i>Cooler</i>	1	0,2	3	0,6
9	Tangki	5	0,1	3	1,5
10	Generator	1	0,2	3	0,6
Jumlah					7,8

c. Karyawan Shift Bagian Lain-lain

Tabel 5. Karyawan Shift Bagian Lain-lain

No	Jabatan	Jumlah Orang per Regu	Jumlah Regu	Jumlah Karyawan
1.	Keamanan	2	4	8
2.	Supervisor	2	4	8
3.	Listrik dan Instrumentasi	2	4	8
4.	Control Room	2	4	8
5.	Laboratorium	2	4	8
6.	K3	2	4	8
Jumlah				48

$$\begin{aligned} \text{Total untuk Karyawan Shift} &= \text{Karyawan Shift Bagian Produksi} + \text{Karyawan Shift} \\ &\quad \text{Bagian Utilitas} + \text{Karyawan Shift Bagian Lain-lain} \\ &= 23,1 + 7,8 + 48 \\ &= 78,9 = 79 \text{ orang} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total Karyawan} &= \text{Jumlah Karyawan Non Shift} + \text{Jumlah karyawan Shift} \\ &= 72 \text{ orang} + 79 \text{ orang} = 151 \text{ orang} \end{aligned}$$

### E. Sistem Penggajian Karyawan

Sistem penggajian yang berlaku bagi para karyawan adalah sistem yang berupa gaji bulanan yang diberikan setiap awal bulan sekali dengan besarnya gaji didasarkan atas ketentuan sebagai berikut:

1. Jabatan atau Golongan
2. Tingkat Pendidikan
3. Pengalaman Kerja
4. Keahlian

#### Fasilitas dan jaminan sosial

Untuk meningkatkan kesejahteraan para karyawan maka perusahaan selain memberikan gaji bulanan juga memberikan fasilitas dan jaminan berikut:

- a. Tunjangan istri/suami sebesar 15% dari gaji pokok

- b. Tunjangan anak sebesar 2 % dari gaji pokok
- c. Cuti selama 12 hari tiap tahun dan mendapat uang cuti sebesar 1 bulan gaji.

Fasilitas dinas yang diberikan pada karyawan atau pimpinan perusahaan sesuai dengan kemajuan dan keuntungan dari perusahaan.

- a. Fasilitas air bersih
- b. Fasilitas kesehatan bagi karyawan, istri atau suami dan anak
- c. Memberikan pakaian kerja 2 buah lengkap dengan alat-alat untuk perlindungan terhadap keselamatan kerja sebanyak 1 kali dalam setahun
- d. Fasilitas transportasi berupa bus pegawai bagi karyawan yang rumahnya jauh dari lokasi perusahaan
- e. Fasilitas peribadatan berupa masjid di lingkungan perusahaan
- f. Memberikan uang bonus tiap tahun yang besarnya disesuaikan dengan keuntungan perusahaan dan memberikan uang tunjangan hari raya
- g. Memberikan asuransi kepada karyawan berupa asuransi kesehatan, asuransi kecelakaan, dan asuransi hari tua.

## EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam prarancangan pabrik Aseton dari Isopropil Alkohol yang berkaitan dengan evaluasi kelayakan pendirian pabrik ini yang ditinjau dari aspek kelayakan potensial. Evaluasi kelayakan ekonomi dilakukan dengan tahapan sebagai berikut:

- A. Modal Investasi (*Capital Investment*)
- B. Biaya Produksi (*Manufacturing Cost*)
- C. Pengeluaran Umum (*General Expense*)
- D. Penjualan dan Keuntungan (*Sales & Profit*)
- E. Analisis Kelayakan

### A. Modal Investasi Industri (*Capital Investment*)

Modal industri (*Capital Investment*) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa biaya yang diperlukan untuk membangun fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries & Newton, 1955).

Modal industri terdiri dari 2 yaitu:

1. Modal Tetap (*Fixed Capital*) terdiri dari = 90 %
  2. Modal Kerja (*Working Capital*) terdiri dari = 10 %
- (Aries & Newton, 1955 hal 1)

#### 1. Modal tetap (*Fixed Capital*)

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

- \* *Physical plant cost*
  - *Purchased equipment*
  - *Equipment installation*
  - *Piping*
  - *Instrumentation*
  - *Insulation*
  - *Electrical*
  - *Building*
  - *Land & yard improvements*
  - *Utilities*
- \* *Direct plant cost*
  - *Physical plant cost*
  - *Engineering and construction*
- \* *Contractor fee*
- \* *Contingency*

#### \* *Physical plant cost*

##### - Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)

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

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955 hal 16})$$

Dimana :  $E_x$  = Harga alat pada tahun x  
 $E_y$  = Harga alat pada tahun y  
 $N_x$  = Indeks harga pada tahun x  
 $N_y$  = Indeks harga pada tahun y

Apabila suatu alat dengan kapasitas tertentu tidak memotong kurva spesifikasi, maka harga alat dapat diperkirakan dengan persamaan:

$$\text{Cost of Equip a} = \text{cost of equip b} \times \left( \frac{\text{Capac. equip. a}}{\text{capac. equip. b}} \right)^{0,6} \quad (\text{Aries \& Newton, 1955 hal 15})$$

Dalam penentuan harga alat - alat pabrik Aseton dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut.

1. Kurs dollar pada Juni 2020 US \$ 1 = Rp 14.261,50
2. Penentuan harga alat bersumber dari buku dan web dapat dilihat pada lampiran perhitungan

Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (*Chemical Engineering Plant Cost Index*) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literatur pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini.

CE Index diambil dari : (www.chemengonline.com, "Annual Plant Cost Index")

a.	CE Index Tahun	1954	=	185
b.	CE Index Tahun	1982	=	315
c.	CE Index Tahun	1990	=	357,6
d.	CE Index Tahun	2006	=	521,9
e.	CE Index Tahun	2007	=	550,8
f.	CE Index Tahun	2008	=	585,7
g.	CE Index Tahun	2009	=	521,9
h.	CE Index Tahun	2010	=	550,8
i.	CE Index Tahun	2011	=	585,7
j.	CE Index Tahun	2012	=	584,6
k.	CE Index Tahun	2013	=	567,3
l.	CE Index Tahun	2014	=	576,1
m.	CE Index Tahun	2015	=	556,8
n.	CE Index Tahun	2016	=	541,7
o.	CE Index Tahun	2017	=	567,5
p.	CE Index Tahun	2018	=	581
q.	CE Index Tahun	2019	=	561,827
r.	CE Index Tahun	2024	=	626,712 (Hasil persamaan $y = 6,488x - 12505$ )

#### **i. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses**

No	Nama Alat	Kode Alat	Parameter	Unit	Jml	Harga Satuan Literatur, \$	Harga 2020, \$	Literatur
1	Reaktor	R-01	10.719,65	gall	1	66.200,00	72.015,86	Matche.com
2	Condensor Partial	CDP-01	414,48	ft <sup>2</sup>	1	2.100,00	7.114,03	Aries N., fig 29
3	Menara Distilasi 1	MD-01	451,46	in	1	8.000,00	27.101,06	Aries N., fig. 50

4	Menara Distilasi 2	MD-01	442,82	in	1	8.000,00	27.101,06	Aries N., fig. 51
5	Condensor 1	CD-01	587,33	ft <sup>2</sup>	1	50.400,00	54.827,78	Matche.com
6	Condensor 2	CD-02	166,46	ft <sup>2</sup>	1	26.900,00	29.263,24	Matche.com
7	Reboiler 1	RB-01	306,23	ft <sup>2</sup>	1	20.300,00	22.083,41	Matche.com
8	Reboiler 2	RB-02	249,69	ft <sup>2</sup>	1	19.100,00	20.777,99	Matche.com
9	Accumulator 1	ACC-01	336,69	gall	1	4.000,00	4.351,41	Matche.com
10	Accumulator 2	ACC-02	514,42	gall	1	5.000,00	5.439,26	Matche.com
11	Vaporizer	V-01	345,49	ft <sup>2</sup>	1	3.800,00	12.873,00	Aries N., fig. 30
12	Separator 1	SP-01	29,92	in	1	9.700,00	10.552,17	Matche.com
13	Separator 2	SP-02	29,92	in	1	9.700,00	10.552,17	Matche.com
14	Heat Exchanger	HE-01	171,92	ft <sup>2</sup>	1	1.300,00	4.403,92	Aries N., fig. 29
15	Heater	H-01	26,10	ft <sup>2</sup>	1	1.300,00	1.414,21	Matche.com
16	Cooler 1	CL-01	99,52	ft <sup>2</sup>	1	1.000,00	3.387,63	Aries N., fig. 29
17	Cooler 2	CL-02	133,48	ft <sup>2</sup>	1	1.150,00	3.895,78	Aries N., fig. 29
18	Cooler 3	CL-03	10,44	ft <sup>2</sup>	1	1.000,00	1.087,85	Matche.com
19	Cooler 4	CL-04	52,20	ft <sup>2</sup>	1	690,00	2.337,47	Aries N., fig. 29
20	Tangki 1	T-01	475.622,36	gall	1	42.000,00	142.280,56	Aries N., fig. 46
21	Tangki 2	T-02	475.623,36	gall	1	42.000,00	142.280,56	Aries N., fig. 46
22	Tangki 3	T-03	475.624,36	gall	1	42.000,00	142.280,56	Aries N., fig. 46
23	Tangki 4	T-04	356.716,77	gall	1	39.000,00	132.117,66	Aries N., fig. 46
24	Tangki 5	T-05	356.717,77	gall	1	39.000,00	132.117,66	Aries N., fig. 46
25	Tangki 6	T-06	356.718,77	gall	1	39.000,00	132.117,66	Aries N., fig. 46
26	Pompa 1	P-01	211,35	gpm	2	850,00	5.758,98	Aries N., fig. 35
27	Pompa 2	P-02	212,35	gpm	2	850,00	5.758,98	Aries N., fig. 35
28	Pompa 3	P-03	213,35	gpm	2	850,00	5.758,98	Aries N., fig. 35
29	Pompa 4	P-04	26,97	gpm	2	380,00	2.574,60	Aries N., fig. 35
30	Pompa 5	P-05	6,34	gpm	2	200,00	1.355,05	Aries N., fig. 35
31	Pompa 6	P-06	28,06	gpm	2	390,00	2.642,35	Aries N., fig. 35
32	Pompa 7	P-07	4,69	gpm	2	200,00	1.355,05	Aries N., fig. 35
34	Pompa 8	P-08	17,66	gpm	2	230,00	1.558,31	Aries N., fig. 35
35	Pompa 9	P-09	3,09	gpm	2	200,00	1.355,05	Aries N., fig. 35
36	Pompa 10	P-10	187,87	gpm	2	700,00	4.742,69	Aries N., fig. 35
37	Pompa 11	P-11	188,87	gpm	2	700,00	4.742,69	Aries N., fig. 35
38	Pompa 12	P-12	189,87	gpm	2	700,00	4.742,69	Aries N., fig. 35
<b>Total</b>							<b>1.186.119,39</b>	



**ii. Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas**

No	Nama Alat	Kode Alat	Parameter	Unit	Jml	Harga Satuan Literatur, \$	Harga Satuan 2024, \$	Literatur
1	Bak Air Bersih	BU-01	13,830	m <sup>3</sup>	1	-	589,60	Di Indonesia
2	BAKRT	BU-02	12,61	m <sup>3</sup>	1	-	537,78	Di Indonesia
3	Cooling Tower	CT-01	36.960,63	gph	1	18.000,00	60.977,38	Aries N., fig. 81
4	Cooler Utilitas	CLU-01	166,46	in	1	1.300,00	4.403,92	Aries N., fig. 29
5	Furnace	FU-01	15,49	MBTU	1	574.200,00	624.645,08	Matche.com
6	Blower 1	BL-01	34.983,49	gpm	1	11.500,00	12.510,31	Matche.com
7	Blower 2	BL-02	212,90	gpm	1	300,00	326,36	Matche.com
8	Tangki Silika 1	TS-01	31,96	gall	2	5.200,00	11.313,67	Matche.com
9	Tangki Klorin	TU-01	3332,53	gall	1	2.300,00	7.791,55	Aries N., fig. 46
10	T. Akumulator 1	TU-02	1173,8	gall	1	2.000,00	2.175,71	Matche.com
11	T. Akumulator 2	TU-03	1686,98	gall	1	2.500,00	2.719,63	Matche.com
12	T. Udara Tekan	TU-04	958,94	gall	1	1.700,00	1.849,35	Matche.com
13	T. Bahan Bakar	TU-05	42420	gall	1	9.000,00	30.488,69	Aries N., fig. 46
14	Pompa Utilitas 1	PU-01	317,03	gpm	2	1.000,00	2.175,71	Aries N., fig. 35
15	Pompa Utilitas 2	PU-02	6,34	gpm	2	200,00	435,14	Aries N., fig. 35
16	Pompa Utilitas 3	PU-03	610,94	gpm	2	1.500,00	3.263,56	Aries N., fig. 35
17	Pompa Utilitas 4	PU-04	48,52	gpm	2	430,00	935,55	Aries N., fig. 35
18	Pompa Utilitas 5	PU-05	140,62	gpm	2	650,00	1.414,21	Aries N., fig. 35
19	Pompa Utilitas 6	PU-06	317,03	gpm	2	1.000,00	2.175,71	Aries N., fig. 35
20	Pompa Utilitas 7	PU-07	2,85	gpm	2	200,00	435,14	Aries N., fig. 35
21	Air Filter	AF-01	-	-	1	-	3.000,00	-
<b>Total</b>							<b>774.164,04</b>	

**Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses = \$ 1.186.119,39**

**Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Utilitas = \$ 774.164,04**

**Purchasing Equipment Cost (PEC) = \$ 1.960.283,44**

Biaya alat sampai di tempat meliputi biaya peralatan yang tercantum pada lembar diagram aliran lengkap, suku cadang dan suku cadang peralatan yang tidak dipasang, surplus peralatan, tunjangan biaya inflasi, biaya pengiriman, biaya pajak, asuransi, tugas, penyelisihan modifikasi saat *start up*. Besarnya biaya peralatan proses dan utilitas sampai tempat = 15-40 % PEC.

(Peter & Timmerhaus, 1991)

Harga peralatan proses dan utilitas di negara pembuatan (PEC) = \$1.960.283,44

Dipilih = 25%

PEC sampai di tempat = 125% × \$1.960.283,44

= \$2.450.354,30

**- Purchased Equipment Installation (PEI)**

Biaya instalasi tiap alat diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC tiap alat. Persen ekuivalen dapat dilihat dari Tabel 15 Aries & Newton halaman 76.

**i. Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Proses**

No	Nama Alat	% Eq	Installation Cost, %Eq x PEC, \$
1	Reaktor	10	7.201,59
2	Condensor Partial	5	355,70
3	Menara Distilasi 1	25	6.775,26
4	Menara Distilasi 2	25	6.775,26
5	Condensor 1	5	2.741,39
6	Condensor 2	5	1.463,16
7	Reboiler 1	5	1.104,17
8	Reboiler 2	5	1.038,90
9	Accumulator 1	20	870,28
10	Accumulator 2	20	1.087,85
11	Vaporizer	5	643,65
12	Separator 1	20	2.110,43
13	Separator 2	20	2.110,43
14	Heat Exchanger	5	220,20
15	Heater	5	70,71
16	Cooler 1	5	169,38
17	Cooler 2	5	194,79
18	Cooler 3	5	54,39
19	Cooler 4	5	116,87
20	Tangki 1	20	28.456,11
21	Tangki 2	20	28.456,11
22	Tangki 3	20	28.456,11
23	Tangki 4	20	26.423,53
24	Tangki 5	20	26.423,53
25	Tangki 6	20	26.423,53
26	Pompa 1	5	287,95
27	Pompa 2	5	287,95
28	Pompa 3	5	287,95
29	Pompa 4	5	128,73
30	Pompa 5	5	67,75
31	Pompa 6	5	132,12
32	Pompa 7	5	67,75
33	Pompa 8	5	77,92
34	Pompa 9	5	67,75
35	Pompa 12	5	237,13
36	Pompa 13	5	237,13

37	Pompa 14	5	237,13
Total			<b>201.860,64</b>

**ii. Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Utilitas**

No	Nama Alat	% Eq	Installation Cost, %Eq x PEC, \$
1	Bak Air Bersih	5	29,48
2	BAKRT	5	26,89
3	Cooling Tower	25	15.244,35
4	Cooler Utilitas	5	220,20
5	Furnace	25	156.161,27
6	Blower 1	5	625,52
7	Blower 2	5	16,32
8	Tangki Silika 1	20	2.262,73
9	Tangki Klorin	20	1.558,31
10	T. Akumulator 1	20	435,14
11	T. Akumulator 2	20	543,93
12	T. Udara Tekan	20	369,87
13	T. Bahan Bakar	20	6.097,74
14	Pompa Utilitas 1	5	108,79
15	Pompa Utilitas 2	5	21,76
16	Pompa Utilitas 3	5	163,18
17	Pompa Utilitas 4	5	46,78
18	Pompa Utilitas 5	5	70,71
19	Pompa Utilitas 6	5	108,79
20	Pompa Utilitas 7	5	21,76
21	Air Filter	25	750,00
Total			<b>184.883,49</b>

**Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Proses = \$ 201.860,64**

**Purchasing Equipment Installation (PEI) Alat Utilitas = \$ 184.883,49**

---

**Purchasing Equipment Installation (PEI) = \$ 386.744,13**

**- Piping**

Biaya pemipaan diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC.

Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 17 Aries & Newton hal 78.

**PEC = \$ 1.960.283,44**

Biaya material = 49% PEC = \$ **960.538,88**

Upah tenaga kerja = 37% PEC = \$ **725.304,87**

---

**Total piping Cost = \$ 1.685.843,76**

**- Instrumentation**

Biaya instrumentasi diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC.

Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 19 Aries & Newton hal 97.

Sistem instrumentasi : Some specific controls

**PEC = \$ 1.960.283,44**

Biaya material = 12% PEC = \$ **235.234,01**

Upah tenaga kerja = 3% PEC = \$ **58.808,50**

**Total Instrumentation Cost = \$ 294.042,52**

**- Insulation**

Biaya isolasi pipa diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC.

Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 21 Aries & Newton hal 98.

**PEC = \$ 1.960.283,44**

Biaya material = 3% PEC = \$ **58.808,50**

Upah tenaga kerja = 5% PEC = \$ **98.014,17**

**Total Insulation Cost = \$ 156.822,67**

**- Electrical**

Listrik diperoleh dari PT. Perusahaan Listrik Negara (PLN). Selain itu digunakan generator untuk kebutuhan listrik cadangan. Biaya instalasi listrik diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen sebesar 10% dari PEC. (Aries & Newton hal 102)

**PEC = \$ 1.960.283,44**

**Instalasi kelistrikan = \$ 196.028,34**

Biaya listrik 1 tahun :

Kapasitas listrik = 265,21 kVA

karena kebutuhan pabrik di atas 200 kVA, sehingga kebutuhan listrik pabrik

tergolong industri skala menengah, sehingga tarif listrik = Rp 1.115 /kWh

**Penerangan Dalam Bangunan**

Beroperasi pukul 07.00 - 17.00

Durasi Pemakaian Listrik/hari = 10 jam

Selama = 330 hari

Kebutuhan Listrik = 30,00 kW

Biaya Penggunaan Listrik = Rp110.385.000,00

**Penerangan Luar Bangunan**

Beroperasi pukul 17.00 - 07.00

Durasi Pemakaian Listrik/hari = 18 jam

Selama = 330 hari

Kebutuhan Listrik = 50,00 kW

Biaya Penggunaan Listrik = Rp331.155.000,00

**Listrik Elektronik dan Lainnya**

Beroperasi pukul 17.00 - 07.00

Durasi Pemakaian Listrik/hari	=	10 jam
Selama	=	330 hari
Kebutuhan Listrik	=	70,00 kW
Biaya Penggunaan Listrik	=	Rp257.565.000,00

**Kebutuhan Listrik Proses dan Utilitas**

Durasi Pemakaian Listrik/hari	=	24 jam
Selama	=	330 hari
Kebutuhan Listrik	=	56,80 kW
Biaya Penggunaan Listrik	=	Rp501.622.091,88

<b>Biaya Listrik</b>	=	<b>Rp 1.200.727.091,88</b>
	=	<b>\$ 84.193,60</b>

Untuk keadaan darurat, digunakan electric generator. Kebutuhan listrik di perusahaan sebesar 212,16 kW, sehingga dibeli generator kekuatan 220 kW. Dari fig.75 Aries & Newton :

<i>Electric generator</i>	=	<b>\$ 100.000,00</b>
---------------------------	---	----------------------

Kesimpulan :

<b>Instalasi kelistrikan</b>	=	\$ 196.028,34
<b>Biaya listrik</b>	=	\$ 84.193,60
<i>Electric generator</i>	=	\$ 100.000,00
<b>Electrical cost</b>	=	<b>\$ 380.221,95</b>

**- Building**

Nama Bangunan	Luas	Harga	Harga Total (Rp)
	(m <sup>2</sup> )	(Rp / m <sup>2</sup> )	
Pos Satpam	72,00	Rp 2.500.000,00	Rp 180.000.000
Parkir Tamu	750,00	Rp 2.500.000,00	Rp 1.875.000.000
Masjid	400,00	Rp 2.500.000,00	Rp 1.000.000.000
Poliklinik	300,00	Rp 2.500.000,00	Rp 750.000.000
Lapangan	900,00	Rp 2.500.000,00	Rp 2.250.000.000
Taman	240,00	Rp 2.500.000,00	Rp 600.000.000
Parkir Karyawan	1125,00	Rp 2.500.000,00	Rp 2.812.500.000
Gedung Serbaguna	1500,00	Rp 2.500.000,00	Rp 3.750.000.000
Kantin	600,00	Rp 2.500.000,00	Rp 1.500.000.000
Kantor	3500,00	Rp 3.500.000,00	Rp 12.250.000.000
Koperasi	375,00	Rp 2.500.000,00	Rp 937.500.000
Perpustakaan	300,00	Rp 2.500.000,00	Rp 750.000.000
Pusdiklat	1400,00	Rp 2.500.000,00	Rp 3.500.000.000
Laboratorium	2000,00	Rp 2.500.000,00	Rp 5.000.000.000

Gudang Logistik	500,00	Rp 2.500.000,00	Rp 1.250.000.000
<i>Control Room</i>	704,00	Rp 2.500.000,00	Rp 1.760.000.000
HSE & Damkar	870,00	Rp 2.500.000,00	Rp 2.175.000.000
Gudang Logistik	250,00	Rp 2.500.000,00	Rp 625.000.000
Area Loading	1375,00	Rp 2.500.000,00	Rp 3.437.500.000
Area Proses	3025,00	Rp 2.500.000,00	Rp 7.562.500.000
Area Utilitas	2392,50	Rp 2.500.000,00	Rp 5.981.250.000
Bengkel	800,00	Rp 2.500.000,00	Rp 2.000.000.000
UPL	1815,00	Rp 2.500.000,00	Rp 4.537.500.000
Dermaga	1653,00	Rp 2.500.000,00	Rp 4.132.500.000
<b>TOTAL</b>	<b>26846,50</b>	<b>Rp</b>	<b>70.616.250.000,00</b>

**Total building cost = Rp 70.616.250.000 = \$ 4.951.530,34**

**- Land & yard improvement**

Harga tanah dihitung per hektar sedangkan lahan perbaikan (*yard improvement*) diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen sebesar 10% dari PEC. (Aries & Newton halaman 109)

Harga tanah = Rp 2.500.000 /m<sup>2</sup>

Luas tanah = 49.742 m<sup>2</sup>

Biaya tanah = Rp 124.355.000.000 = \$ 8.719.629,77

*Yard improvement* 10% dari PEC termasuk :

- Pagar samping
- Pagar besi
- Trotoar beton
- Aspal

*Yard improvement* = 10% PEC (Aries hal 109)

= \$ 196.028,34

*Land* (Tanah pabrik) = \$ 8.719.629,77

*Yard improvement* = \$ 196.028,34

**Total land & yard improvement Cost = \$ 8.915.658,1**

**Kesimpulan :**

<i>Purchased equipment</i>	= \$	2.450.354,30
<i>Equipment installation</i>	= \$	386.744,13
<i>Piping</i>	= \$	1.685.843,76
<i>Instrumentation</i>	= \$	294.042,52
<i>Insulation</i>	= \$	156.822,67
<i>Electrical</i>	= \$	380.221,95
<i>Building</i>	= \$	4.951.530,34
<i>Land &amp; yard improvements</i>	= \$	8.915.658,12
<b>Physical plant cost</b>	<b>= \$</b>	<b>19.221.217,78</b>

\* **Direct plant cost**

*Direct plant cost* adalah penjumlahan *physical plant cost* dan *engineering and construction*.

- **Physical plant cost**

**Physical plant cost = \$ 19.221.217,78**

- **Engineering and construction**

Biaya *engineering & Construction* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap PEC. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel.4 Aries & Newton halaman 4.

**PEC = \$ 1.960.283,44**

Tipe Cost of Engineering and Construction dibagi menjadi 3 :

- PEC kurang dari \$1.000.000 = 30%
- PEC di antara \$1.000.000 - \$5.000.000 = 25%
- PEC diatas \$5.000.000 = 20%

Untuk PEC di antara \$1.000.000 - \$ 5.000.000

= 25% PEC  
= \$ 490.070,86

<i>Physical plant cost</i>	= \$	19.221.217,78
<i>Engineering and construction</i>	= \$	490.070,86
<b><i>Direct plant cost</i></b>	<b>= \$</b>	<b>19.711.288,64</b>

\* **Contractor fee**

Upah kontraktor 4% dari *direct plant cost*. (Aries & Newton hal 4)

**Contractor fee Cost = \$ 788.451,55**

\* **Contingency**

Biaya cadangan/darurat tergantung level daruratnya. Level darurat dibagi menjadi 3 : (Aries & Newton hal 4)

- Level rendah = 10% *Direct Plant Cost*
- Level rata-rata = 15% *Direct Plant Cost*
- Level tinggi = 25% *Direct Plant Cost*

Dipilih contingency rata-rata.

**Contingency cost = \$ 2.956.693,30**

Maka :

<i>Physical plant cost</i>	= \$	19.221.217,78
<i>Direct plant cost</i>	= \$	19.711.288,64
<i>Contractor fee</i>	= \$	788.451,55
<i>Contingency</i>	= \$	2.956.693,30
<b><i>Fixed Capital</i></b>	<b>= \$</b>	<b>42.677.651,26</b>

**Kesimpulan**

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Physical plant cost</i>	19.221.217,78	274.123.397.334,5
<i>Direct plant cost</i>	19.711.288,64	281.112.542.893,5
<i>Contractor fee</i>	788.451,55	11.244.501.715,7
<i>Contingency</i>	2.956.693,30	42.166.881.434,0
<b><i>Fixed Capital</i></b>	<b>42.677.651,26</b>	<b>608.647.323.377,77</b>

**2. Modal Kerja (Working Capital)**

Besarnya *Working Capital* dapat dihitung jika diketahui rasio persen *Fixed Capital* dengan *Work Capital*, dan juga diketahui besarnya *Fixed Capital*.

*Working Capital* terdiri dari :

- Persediaan bahan baku
- Persediaan dalam proses
- Persediaan produk
- Kredit yang diperpanjang
- Uang tunai yang tersedia

Rasio :

1. Modal Tetap (*Fixed Capital*) terdiri dari = 90%
2. Modal Kerja (*Working Capital*) terdiri dari = 10%

*Fixed Capital Cost* = \$ 42.677.651,26  
*Working Capital Cost* = \$ 4.741.961,25

**Kesimpulan :**

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Fixed Capital</i>	42.677.651,26	608.647.323.377,77
<i>Working Capital</i>	4.741.961,25	67.627.480.375,31
<b><i>Capital Investment</i></b>	<b>47.419.612,51</b>	<b>676.274.803.753,08</b>

**B. Manufacturing Cost (Biaya Produksi)**

*Manufacturing Cost* meliputi :

1. *Direct manufacturing cost*
  - a. *Raw material*
  - b. *Labor*
  - c. *Supervision*
  - d. *Maintenance*
  - e. *Plant supplies*
  - f. *Royalties & patent*
  - g. *Utilities*
2. *Indirect manufacturing cost*
  - a. *Payroll overhead*
  - b. *Laboratory*
  - c. *Plant overhead*



- d. *Packing*
- e. *Shipping*
- 3. *Depreciation*
- 4. *Property taxes*
- 5. *Insurance*

Penentuan *Manufacture Cost* di hitung dalam kebutuhan 1 tahun.

1 hari	=	24	jam
1 tahun	=	330	hari

### 1. *Direct manufacturing cost*

*Direct Manufacturing* adalah biaya khusus yang dikeluarkan dalam produksi.

*Direct manufacturing* ditinjau per 1 tahun.

#### a. *Raw material*

##### - *Isopropil Alkohol*

Harga	=	7.270,05	Rp/Kg
		0,51	\$/Kg
Kebutuhan	=	4.954,56	Kg/jam
		39.240.147,94	Kg/tahun
Biaya	=	20.003.354,31	\$/tahun
Jarak pengiriman diperkirakan	=	750 mil	(luar negeri)
Biaya pengiriman	=	1,2 \$/kapal/mil	(Tahun 1954)
Biaya pengiriman tahun 2024	=	4,07 \$/kapal/mil	
Pengiriman Bahan Baku setiap	=	14 hari	sekali
Jumlah kapal	=	24 kapal	dalam setahun
Total biaya pengiriman	=	\$ 73.172,86	
Total biaya	=	20.076.527,17	\$/tahun

##### - *Katalis Cu-Pt*

Harga	=	100	\$/Kg (Alibaba.com)
Densitas katalis, $\rho$	=	9.671,80	kg/m <sup>3</sup>
Jumlah tube R-01, Nt	=	3.000	
Tinggi tumpukan katalis, L	=	5,1	m
Diameter dalam tube, Idt	=	1,0490	in
	=	0,0266	m
Porositas, $\epsilon$	=	0,50	

$$Volume\ katalis = Volume\ total\ tube = \frac{\pi}{4} Idt^2 \cdot L \cdot Nt \cdot \epsilon$$

Volume katalis	=	4,27	m <sup>3</sup>
Massa katalis	=	Volume katalis x densitas	
	=	41.255,042	Kg
Kebutuhan	=	41.255,042	Kg/2 tahun
	=	20.627,521	Kg/tahun
Biaya	=	\$ 2.062.752,10	

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
Isopropil Alkohol	20.076.527,17	286.321.392.261,68
<i>Cu-Pt Catalyst</i>	2.062.752,10	29.417.939.065,36
<b>Raw material cost</b>	<b>22.139.279,27</b>	<b>315.739.331.327,03</b>

**b. Labor (Tenaga kerja)**

Penentuan *Labor Cost* dihitung dalam kebutuhan 1 tahun.

Jam kerja labor = 8 jam/hari

Jumlah hari = 330 hari/tahun

Jumlah bulan = 12 bulan/tahun

No	Jabatan	Jumlah (orang)	Gaji per orang (Rp)	Gaji Total (Rp)
<b>A.</b>	<b>Dewan Komisaris atau Pemegang Saham</b>	1	60.000.000	60.000.000
<b>B.</b>	<b>Direktur Utama</b>	1	50.000.000	50.000.000
1	Sekretaris Direktur Utama	1	25.000.000	25.000.000
<b>C.</b>	<b>Direktur</b>			
1	Direktur Produksi dan Teknik	1	40.000.000	40.000.000
2	Direktur Umum dan Administrasi	1	40.000.000	40.000.000
3	Sekretaris Direktur	2	20.000.000	40.000.000
<b>D.</b>	<b>Kepala Bagian (Kabag)</b>			
1	Kabag Produksi & Utilitas	1	17.000.000	17.000.000
2	Kabag R & D	1	17.000.000	17.000.000
3	Kabag Umum	1	17.000.000	17.000.000
4	Kabag Pemasaran	1	17.000.000	17.000.000
5	Kabag HRD	1	17.000.000	17.000.000
<b>E.</b>	<b>Kepala Seksi (Kasi)</b>			
1	Kasi Produksi	1	14.000.000	14.000.000
2	Kasi Control Room	1	14.000.000	14.000.000
3	Kasi Utilitas	1	14.000.000	14.000.000
4	Kasi <i>Maintenance</i>	1	14.000.000	14.000.000
5	Kasi Laboratorium	1	14.000.000	14.000.000
6	Kasi R & D	1	14.000.000	14.000.000
7	Kasi Humas	1	14.000.000	14.000.000
8	Kasi Keamanan	1	14.000.000	14.000.000
9	Kasi Logistik & Transportasi	1	14.000.000	14.000.000
10	Kasi Keuangan	1	14.000.000	14.000.000
11	Kasi Pembelian & Penjualan	1	14.000.000	14.000.000

12	Kasi Perencanaan Pemasaran	1	14.000.000	14.000.000
13	Kasi Personalia	1	14.000.000	14.000.000
14	Kasi Pelatihan Tenaga	1	14.000.000	14.000.000
15	Kasi K3	1	14.000.000	14.000.000
<b>F. Staff</b>				
1	Staff untuk setiap Seksi	30	7.000.000	210.000.000
<b>G. Operator</b>				
1	Operator Proses dan Utilitas	31	6.600.000	204.600.000
<b>H. Kesehatan, Driver dan Satpam</b>				
1	Dokter	2	9.000.000	18.000.000
2	Perawat	4	4.500.000	18.000.000
3	Driver	5	4.300.000	21.500.000
4	Cleaning Service	4	4.300.000	17.200.000
5	Satpam	8	4.300.000	34.400.000
6	Laboran	8	7.000.000	56.000.000
7	Control Room	8	5.500.000	44.000.000
8	Listrik & Instrumentasi	8	5.500.000	44.000.000
9	Supervisor	8	5.500.000	44.000.000
10	HSE & Damkar	8	5.500.000	44.000.000
<b>Total</b>		<b>151</b>		<b>1.305.700.000</b>

$$\begin{aligned} \text{Total Operating Labour} &= \frac{1.305.700.000}{\text{bulan}} \times 12 \frac{\text{bulan}}{\text{tahun}} \\ &= \text{Rp } 15.668.400.000 = \$ 1.098.650,21 \end{aligned}$$

**c. Supervision**

Besarnya nilai *supervision* 10% dari biaya tenaga kerja (Aries-Newton, 1955 p-163)

$$\text{Supervision} = \frac{\$1.098.650,21}{\text{tahun}} \times 10\% = \$ 109.865,02 / \text{tahun}$$

**d. Maintenance (Perbaikan & perawatan)**

Biaya *Maintenance* diperoleh dari persen ekuivalen terhadap *Capital Investment*. Persen ekuivalen dapat dilihat dari tabel 38 Aries & Newton halaman 164.

Type equipment	%Eq of Capital Investment
Simple	2 - 4
Average	6 - 7
Complicated	8 - 10

$$\begin{aligned} \text{Dipilih Type equipment Average} &= 6\% \text{ of Capital Investment} \\ \text{Capital Investment} &= \$ 47.419.612,51 \\ \text{Maintenance Cost} &= \$ 2.845.176,75 \end{aligned}$$

**e. Plant supplies**

Plant supplies merupakan persediaan barang - barang personel pabrik dalam mengoperasikan peralatan seperti gasket, bagan, pelumas, yang terkait erat dengan pemeliharaan. (Aries & Newton hal 168)

Biaya *Plant supplies* sebesar 15% dari biaya *Maintenance*.

(Aries & Newton hal 168)

**Plant supplies cost = \$ 426.776,51**

**f. Royalties & patent**

Biaya *Royalties & patent* sebesar 1% dari *Sales Price*.

Diperkirakan harga produk = Rp46.600,00 /liter

Kapasitas produk = 30.000.000 kg/tahun

Volume produk = 36.850,93 m<sup>3</sup>/tahun

= 36.850.930,74 liter/tahun

**Sales Price = Rp 1.717.253.372.382,22**

**Royalties & patent = Rp 17.172.533.723,82**

**= \$ 1.204.118,34**

**g. Utilities****- Air**

Harga = 5.400,00 Rp/kg

Kebutuhan = 1.473,56 kg/jam

= 11.670.611,04 kg/tahun

Biaya = 63.021.299.616 Rp/tahun

= 4.418.981,15 \$/Tahun

**- Bahan Bakar Solar Industri**

Harga = 8.400 Rp/L

Densitas = 828,93 kg/m<sup>3</sup>

Kebutuhan = 496,318 Kg/jam

= 3.930.841,940 Kg/tahun

Volume = 4.742,041 m<sup>3</sup> = 4.742.040,790 L

Biaya = 39.833.142.635,1 Rp/tahun

= 2.793.054,21 \$/tahun

**- Dowtherm A**

Harga = 56.594,139 Rp/Kg

Kebutuhan = 42.100 Kg/tahun

Biaya = 2.382.613.235,8 Rp/tahun

= 167.066,10 \$/tahun

**- Silika gel**

Harga = 12.122,275 Rp/Kg

Kebutuhan = 80,649 Kg/hari

= 26.614,208 Kg/tahun

Biaya = 322.624.751,964 Rp/tahun

= 22.622,08 \$/tahun

- <b>Klorin</b>			
Harga	=	14.261,5	Rp/Kg
Kebutuhan	=	0,0007	Kg/jam
	=	5,204	Kg/tahun
Biaya	=	74.212,691	Rp/tahun
	=	5,20	\$/tahun

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
Air	4.418.981,15	63.021.299.616,00
Bahan bakar solar industri	2.793.054,21	39.833.142.635,13
Dowtherm A	167.066,10	2.382.613.235,80
Silika gel	22.622,08	322.624.751,96
Klorin	5,20	74.212,69
<b>Utilities Cost</b>	<b>7.401.728,74</b>	<b>105.559.754.451,59</b>

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Raw material</i>	22.139.279,27	315.739.331.327,03
<i>Labor</i>	1.098.650,21	15.668.400.000,00
<i>Supervision</i>	109.865,02	1.566.840.000,00
<i>Maintenance</i>	2.845.176,75	40.576.488.225,18
<i>Plant supplies</i>	426.776,51	6.086.473.233,78
<i>Royalties &amp; patent</i>	1.204.118,34	17.172.533.723,82
<i>Utilities</i>	7.401.728,74	105.559.754.451,59
<b>Direct manufacturing cost</b>	<b>35.225.594,85</b>	<b>502.369.820.961,41</b>

## 2. Indirect manufacturing cost

*Indirect manufacturing* adalah biaya yang dikeluarkan akibat dari operasi produksi yang bersifat tidak langsung. (Aries & Newton hal 173)

### a. Payroll overhead

Semua pengeluaran perusahaan yang terjadi melalui pensiun, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan social, dan pajak pekerjaan di klasifikasikan gaji overhead. *Payroll overhead* dapat diperkirakan secara total sebagai jumlah yang setara 15 persen dari biaya tenaga kerja (Labour)

Biaya *payroll overhead* 15% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 173)

**Labor cost = \$ 1.098.650,21**

**Payroll overhead = \$ 164.797,53**

### b. Laboratory

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

Biaya *laboratory* 10% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 174)

**Labor cost** = \$ **1.098.650,21**

**Laboratory** = \$ **109.865,02**

**c. Plant overhead**

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

Biaya *Plant overhead* 50% dari *labor cost*. (Aries & Newton hal 174)

**Labor cost** = \$ **1.098.650,21**

**Plant overhead** = \$ **549.325,11**

**d. Packing**

Biaya wadah untuk kemasan tergantung pada sifat kimia dan fisik produk.

Produk berupa Aseton berbentuk cair, disimpan pada drum 55-gall dengan biaya

= 0,04 \$/gall (Aries & Newton hal 176)

Biaya drum 55-gall tahun 2024 = 0,14 \$/gall

Kapasitas Acetone = 30.000,00 ton/tahun

= 30.000.000,00 kg/tahun

Densitas Acetone = 814,09 kg/m<sup>3</sup>

Volume Acetone = 36.850,93 m<sup>3</sup>/tahun

= 9.734.984,07 gall/tahun

**Packing cost** = \$ **1.319.141,91**

**e. Shipping**

Acetone akan dijual di Indonesia sehingga produk dikirim dengan truk tangki

Biaya pengiriman = 0,3 \$/truk/mil (Tahun 1954)

Biaya pengiriman tahun 2024 = 1,02 \$/truk/mil

Kapasitas truk tangki = 32.000,00 Liter

Kapasitas produk = 30.000.000,00 kg/tahun

= 36.850,93 m<sup>3</sup>/tahun

= 36.850.930,74 Liter

Jumlah truk tangki = 1.151,59 Truk tangki

Jarak pengiriman diperkirakan = 300 mil (Pemasaran dalam negeri)

**Shipping** = \$ **351.105,21**

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Payroll overhead</i>	164.797,53	2.350.260.000,00
<i>Laboratory</i>	109.865,02	1.566.840.000,00
<i>Plant overhead</i>	549.325,11	7.834.200.000,00
<i>Packing</i>	1.319.141,91	18.812.942.367,29
<i>Shipping</i>	351.105,21	5.007.286.957,74
<b>Indirect Manufacturing</b>	<b>2.494.234,78</b>	<b>35.571.529.325,03</b>

**3. Depreciation**

Depresiasi adalah penyusutan nilai dari aset/alat.

Depresiasi bernilai 8% dari *Capital Investment*. (Aries & Nwton hal 180)

$$\begin{aligned} \text{Capital Investment} &= \$ && 47.419.612,51 \\ \text{Depreciation} &= \$ && 3.793.569,00 \end{aligned}$$

**4. Property taxes**

*Property tax* adalah pajak terhadap aset/lahan/nilai properti.

*Property tax* bernilai 1% dari *Capital Investment* (Aries & Nwton hal 181)

$$\begin{aligned} \text{Capital Investment} &= \$ && 47.419.612,51 \\ \text{Property taxes} &= \$ && 474.196,13 \end{aligned}$$

**5. Insurance**

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Pada secara tahunan, angka ini berjumlah sekitar 1% dari fixed-modal investasi.

(Aries & Newton hal 182)

$$\begin{aligned} \text{Capital Investment} &= \$ && 47.419.612,51 \\ \text{Insurance} &= \$ && 474.196,13 \end{aligned}$$

Asuransi karyawan:

- Jaminan Kecelakaan Kerja meliputi perlindungan atas resiko kecelakaan kerja, perawatan tanpa batas biaya, santunan upah selama tidak bekerja, santunan kematian akibat kecelakaan kerja, bantuan beasiswa untuk 2 orang anak, dan bantuan untuk kesiapan kembali bekerja. Besar iuran yaitu 1,74% dari upah yang dilaporkan.  
(BPJS Ketenagakerjaan)

$$\begin{aligned} \text{Jaminan Kecelakaan Kerja} &= 1,74\% \times \text{Rp } 15.668.400.000,00 \\ &= \text{Rp } 272.630.160,00 \end{aligned}$$

- Jaminan Hari Tua, manfaat dari Jaminan Hari Tua adalah berupa uang tunai yang besarnya merupakan nilai akumulasi iuran ditambah hasil pengembangannya, yang dibayarkan secara sekaligus apabila peserta mencapai usia 56 tahun, meninggal dunia, atau cacat total tetap. Besar iuran yaitu 5,7% dari upah yang dilaporkan.  
(BPJS Ketenagakerjaan)

$$\begin{aligned} \text{Jaminan Hari Tua} &= 5,7\% \times \text{Rp } 15.668.400.000,00 \\ &= \text{Rp } 893.098.800,00 \end{aligned}$$

- Jaminan Kesehatan, untuk jaminan kesehatan kami memilih kelas I dengan iuran sebesar Rp 160.000,00 / Bulan.

(BPJS Kesehatan)

$$\begin{aligned} \text{Jaminan Kesehatan} &= \text{Rp } 160.000,00 \times 151 \times 12 \text{ Bulan} \\ &= \text{Rp } 289.920.000,00 \end{aligned}$$

Asuransi karyawan dibayarkan 70% oleh perusahaan dan 30% oleh pekerja (dengan memotong gaji). Maka asuransi karyawan yang dibiayai oleh perusahaan yaitu:

**Total Biaya Asuransi Karyawan** = Rp 1.455.648.960,00

**Biaya Asuransi Karyawan yang dibayarkan** = 70% × Rp 1.455.648.960,00  
 = Rp 1.018.954.272,00  
 = \$ 71.447,90

**Total Biaya Asuransi yang dibayarkan** = \$ 545.644,03

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Direct manufacturing cost</i>	35.225.594,85	502.369.820.961,41
<i>Indirect manufacturing cost</i>	2.494.234,78	35.571.529.325,03
<i>Depreciation</i>	3.793.569,00	54.101.984.300,25
<i>Property taxes</i>	474.196,13	6.762.748.037,53
<i>Insurance</i>	545.644,03	7.781.702.309,53
<b>Manufacturing Cost</b>	<b>42.533.238,79</b>	<b>606.587.784.933,74</b>

### C. General Expense (Pengeluaran Umum)

Berbagai pengeluaran yang dikeluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang disebut beban umum.

*General Expense* mencakup :

1. *Administration*
2. *Sales*
3. *Research*
4. *Finance* (Aries & Newton hal 185)

#### 1. *Administration*

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

(Aries & Newton hal 185)

*Administration* = 3% *manufacturing cost*  
**Manufacturing cost** = \$ **42.533.238,79**  
**Administration cost** = \$ **1.275.997,16**

#### 2. *Sales*

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjuala dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat diperkirakan secara kasar oleh staf proses menugaskan untuk itu dalam jumlah yang sama dengan 3 sampai 12 persen dari harga jual atau 5 sampai 22 persen dari biaya produksi ( Manufacturing cost).

(Aries & Newton hal 186)



$$\begin{aligned}
 \text{Sales} &= 5\% \text{ manufacturing cost} \\
 \text{Manufacturing cost} &= \$ 42.533.238,79 \\
 \text{Sales} &= \$ 2.126.661,94
 \end{aligned}$$

### 3. Research

Beban penelitian dapat diperkirakan sebagai setara dengan 2 - 4% dari harga jual atau 3,5 - 8% dari biaya produksi (*Manufacturing cost*).

(Aries & Newton hal 186)

$$\text{Research} = 3,5\% \text{ manufacturing cost}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Manufacturing cost} &= \$ 42.533.238,79 \\
 \text{Research cost} &= \$ 1.488.663,36
 \end{aligned}$$

### 4. Finance

Beban finace sebesar 2 - 4 % dari *Capital investment*. (Aries & Newton hal 187)

$$\text{Administration} = 2\% \text{ Capital Investment}$$

$$\text{Capital Investment} = \$ 47.419.612,51$$

$$\text{Finance} = \$ 948.392,25$$

Kesimpulan :

Komponen	Dollar, \$	Rupiah, Rp
<i>Administration</i>	1.275.997,16	18.197.633.548,01
<i>Sales</i>	2.126.661,94	30.329.389.246,69
<i>Research</i>	1.488.663,36	21.230.572.472,68
<i>Finance</i>	948.392,25	13.525.496.075,06
<b>General Expense</b>	<b>5.839.714,71</b>	<b>83.283.091.342,44</b>

## D. Penjualan & Keuntungan

Keuntungan ditinjau per 1 tahun.

### 1. Total biaya produksi meliputi :

- *Manufacturing cost*

- *General expense*

$$\text{Manufacturing cost} = \$ 42.533.238,79$$

$$\text{General expense} = \$ 5.839.714,71$$

$$\text{Total biaya produksi} = \$ 48.372.953,50 = \text{Rp}689.870.876.276,2$$

### 2. Harga dasar

Harga dasar didapat dari total biaya produksi dibagi kapasitas pabrik.

$$\text{Kapasitas produk} = 30.000,00 \text{ ton/tahun}$$

$$= 30.000.000,00 \text{ kg/tahun}$$

$$\text{Harga dasar} = \frac{\text{Rp}689.870.876.276,2}{30.000.000,00} = \text{Rp}22.995,70 \text{ per kg}$$

**3. Harga jual**

Dirancang, keuntungan = 23% harga dasar

Harga jual = harga dasar + keuntungan

Harga jual = Rp22.995,70 + Rp5.289,01  
 = Rp28.284,71 per kg = 1,98 \$/kg

Harga jual produk yang kami rancang tidak melebihi dari harga pasar, maka harga jual yang dirancang layak untuk digunakan.

Kapasitas produk = 30.000,00 ton/tahun  
 = 30.000.000,00 kg/tahun

**Sales Price = \$ 59.498.732,80**  
**= Rp 848.541.177.819,71**

**4. Analisa Keuntungan**

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

**a. Keuntungan sebelum pajak**

Keuntungan sebelum pajak = Total penjualan – Total Biaya Produksi

Total penjualan = \$ 59.498.732,80

Total biaya produksi = \$ 48.372.953,50

**Keuntungan sebelum pajak = \$ 11.125.779,30**

= Rp 158.670.301.543,52

**b. Keuntungan setelah pajak**

Pajak keuntungan = 3% keuntungan (Aries & Newton hal 190)

Keuntungan setelah pajak = Keuntungan sebelum pajak x (100% - 3%)

**Keuntungan setelah pajak = \$ 10.792.005,92 = Rp 153.910.192.497,22**

**E. Analisis Kelayakan**

Sebelum melakukan analisis kelayakan ekonomi terlebih dahulu dibutuhkan data-data biaya yang dikeluarkan untuk proses produksi pada pabrik Aseton Pembagian biaya diambil dari Aries & Newton halaman 204. Adapun biaya tersebut antara lain :

**- Fixed Cost (Fa):**

a. Depresiasi = \$ 3.793.569,00

b. Property tax = \$ 474.196,13

c. Insurance = \$ 474.196,13

**Fixed Cost = \$ 4.741.961,25**

**= Rp 67.627.480.375**

**- Variable Cost (Va)**

a. Raw material = \$ 22.139.279,27

b. Packaging = \$ 1.319.141,91

c. Shipping = \$ 351.105,21

d. Utilities = \$ 7.401.728,74

e. Royalty dan Patent = \$ 1.204.118,34

**Variable Cost = \$ 32.415.373,48**

**= Rp 462.291.848.827,47**

- <b>Regulated Cost (Ra)</b>		
a. <i>Labor</i>	= \$	1.098.650,21
b. <i>Plant Overhead</i>	= \$	549.325,11
c. <i>Supervision</i>	= \$	109.865,02
d. <i>Laboratory</i>	= \$	109.865,02
e. <i>General Expense</i>	= \$	5.839.714,71
f. <i>Maintenance</i>	= \$	2.845.176,75
g. <i>Plant Supplies</i>	= \$	426.776,51
<b>Regulated Cost</b>	= \$	<b>10.979.373,33</b>
	<b>Rp</b>	<b>156.582.332.801,40</b>
- <b>Sales Price (Sa)</b>		
<b>Sales price</b>	= \$	<b>59.498.732,80</b>
	<b>Rp</b>	<b>848.541.177.819,71</b>

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

### 1. **Return on investment (ROI)**

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

#### a. **Sebelum pajak**

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak.

ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193 :

$$ROI = \frac{Pb.ra}{I_F} \times 100\%$$

Pb.ra = Laba tahunan sebelum pajak

$I_F$  = Investasi modal (*Capital investment*)

Diketahui :

$I_F$  = Rp 676.274.803.753,08

Pb.ra = Rp 158.670.301.543,52

ROI =  $\frac{Rp\ 158.670.301.543,52}{Rp\ 676.274.803.753,08} \times 100\%$

= 23,46%

#### b. **Setelah pajak**

Persentase ini dihitung atas dasar setelah pembayaran pajak.

ROI dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 193 :

$$ROI = \frac{Pa.ra}{I_F} \times 100\%$$

Pa.ra = Laba tahunan setelah pajak

$I_F$  = Modal tetap (*Capital investment*)

Diketahui :

$$\begin{aligned} I_F &= \text{Rp } 676.274.803.753,08 \\ \text{Pa.ra} &= \text{Rp } 153.910.192.497,22 \\ \text{ROI} &= \frac{\text{Rp } 153.910.192.497,22}{\text{Rp } 676.274.803.753,08} \times 100\% = 22,76\% \end{aligned}$$

## 2. Pay Out Time (POT)

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

### a. POT sebelum pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195 :

$$POT = \frac{I_F}{Pb.ra + 0,1.I_F}$$

Pb.ra = Laba tahunan sebelum pajak  
 $I_F$  = Modal tetap (*Capital investment*)

Diketahui :

$$\begin{aligned} I_F &= \text{Rp } 676.274.803.753,08 \\ \text{Pb.ra} &= \text{Rp } 158.670.301.543,52 \\ \text{POT} &= \frac{676.274.803.753}{158.670.301.544 + 0,1 \quad 676.274.803.753} \\ &= 2,99 \quad \text{tahun} \end{aligned}$$

### b. POT setelah pajak

POT dihitung dari persamaan Aries & Newton halaman 195 :

$$POT = \frac{I_F}{Pb.ra + 0,1.I_F}$$

Pa.ra = Laba tahunan setelah pajak  
 $I_F$  = Modal tetap (*Capital investment*)

Diketahui :

$$\begin{aligned} I_F &= \text{Rp } 676.274.803.753,08 \\ \text{Pb.ra} &= \text{Rp } 153.910.192.497,22 \\ \text{POT} &= \frac{676.274.803.753}{153.910.192.497 + 0,1 \quad 676.274.803.753} \\ &= 3,05 \quad \text{tahun} \end{aligned}$$

## 3. Break Event Point (BEP)

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

BEP dihitung dari persamaan Aries & Newton pada halaman 206 :

$$ra = \frac{(Fa + 0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra}$$

Keterangan :

ra	=	Tingkat penjualan tahunan, Kg/tahun
Fa	=	Biaya tetap tahunan
Ra	=	Biaya mengambang tahunan
Z	=	Kapasitas produksi tahunan
Sa	=	Harga jual produk
Va	=	Biaya berubah-ubah tahunan

Diketahui :

Fa	=	Rp	67.627.480.375
Ra	=	Rp	156.582.332.801
Z	=	30.000.000,00	kg/tahun
Sa	=	Rp	848.541.177.820
Va	=	Rp	462.291.848.827

$$ra = \frac{(Fa + 0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra} = 12.427.864,11 \text{ kg/tahun}$$

$$\% BEP = \frac{ra}{Z} \times 100\% = 41,43\%$$

#### 4. Shut Down Point (SDP)

SDP adalah titik aktifitas produksi pabrik harus dihentikan karena pemasukan dari penjualan produk tidak mampu melanjutkan kegiatan produksinya.

Penyebab antara lain adalah *Regulated Cost* yang terlalu tinggi.

SDP dihitung dari persamaan Aries & Newton pada halaman 207 :

$$ra = \frac{(0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra}$$

Keterangan :

ra	=	Tingkat produksi tahunan, Kg/tahun
Fa	=	Biaya tetap tahunan
Ra	=	Biaya mengambang tahunan
Z	=	Kapasitas produksi tahunan
Sa	=	Harga jual produk
Va	=	Biaya berubah-ubah tahunan

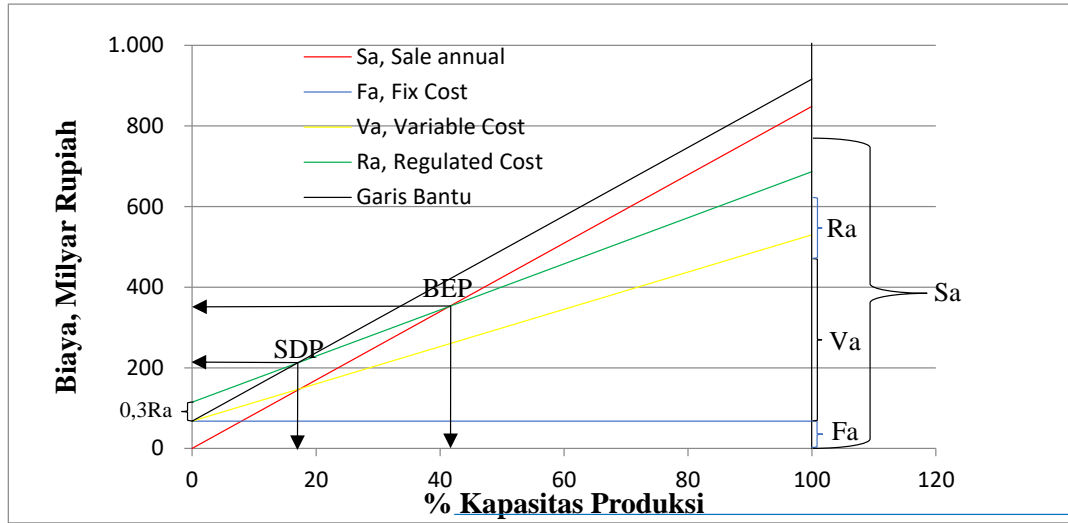
Diketahui :

Fa	=	Rp	67.627.480.375
Ra	=	Rp	156.582.332.801
Z	=	Rp	30.000.000 kg/tahun kg/tahun
Sa	=	Rp	848.541.177.820
Va	=	Rp	462.291.848.827

$$ra = \frac{(0,3.Ra).Z}{Sa - Va - 0,7.Ra} = 5.094.101,92 \text{ kg/tahun}$$

$$\% SDP = \frac{ra}{Z} \times 100\% = 16,98\%$$

**5. Grafik BEP dan SDP**



BEP	=	41,43%
SDP	=	16,98%
Fa	=	Rp 67.627.480.375,31
Va	=	Rp 462.291.848.827,47
Ra	=	Rp 156.582.332.801,40
Sa	=	Rp 848.541.177.819,71
0,3 Ra	=	Rp 46.974.699.840,42
Fa + Va	=	Rp 529.919.329.202,78
Fa + Va + Ra	=	Rp 686.501.662.004,19

**6. Dicounted Cash Flow (DCF)**

DCF adalah piranti untuk mengukur apakah sebuah investasi menarik atau tidak. Investasi ke pabrik menarik apabila DCF lebih besar dari bunga bank.

**a. Umur ekonomi pabrik**

Nilai sisa (*Salvage value*) berupa 10% harga alat, 10% harga bangunan dan harga tanah.

<i>Salvage value</i>	=	Rp 134.212.283.223,63
<i>Fixed Capital</i>	=	Rp 608.647.323.377,77
<i>Depreciation</i>	=	Rp 54.101.984.300,25

$$Umur\ pabrik,\ n = \frac{Capital\ investment - Salvage\ value}{Depreciation}$$

n	=	8,77 tahun
n	=	9 tahun (terbilang)

**b. DCF**

<i>Salvage Value, SV</i>	=	Rp 134.212.283.223,63
<i>Fixed Capital, FC</i>	=	Rp 608.647.323.377,77
<i>Working Capital, WC</i>	=	Rp 67.627.480.375,31

Keuntungan setelah pajak	=	Rp	153.910.192.497,22
<i>Depreciation</i>	=	Rp	54.101.984.300,25
<i>Finance</i>	=	Rp	13.525.496.075,06

$$\begin{aligned} \text{Cash flow, } CF &= \text{keuntungan setelah pajak} + \text{Depreciation} + \text{Finance} \\ &= \text{Rp } 221.537.672.872,52 \end{aligned}$$

$$(FC + WC) = \frac{\{[(1 + i)^{n-1} + (1 + i)^{n-2} + \dots + 1] \times CF + [WC + SV]\}}{(1 + i)^n}$$

FC + WC	=	Rp	676.274.803.753,08
Trial i/DCF	=	30,6%	(dengan goal seek)
Ruas kanan	=	Rp	676.274.803.753,08
Ruas kanan - ruas kiri	=		0
Bunga bank rata - rata	=	10	%

#### Kesimpulan evaluasi ekonomi :

Analisis		Tolak Ukur	Hasil evaluasi	Keterangan
ROI	Sebelum Pajak	ROI > 11 % ( <i>Low Risk</i> )	23,46%	Layak ( <i>Low Risk</i> )
	Sesudah Pajak	ROI > 44% ( <i>High Risk</i> )	22,76%	
POT	Sebelum Pajak	POT < 5 tahun ( <i>Low Risk</i> )	2,99 Tahun	Layak ( <i>Low Risk</i> )
	Sesudah Pajak	POT < 2 tahun ( <i>High Risk</i> )	3,05 Tahun	
BEP		40 % - 60 %	41,43%	Layak
SDP		-	16,98%	-
DCF		10%	30,63%	Layak



