

**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA  
VINIL ASETAT  
DARI ASETILEN DAN ASAM ASETAT  
KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**



**Disusun oleh**

**NAUFAL HARFAZ RADITYA      121 170 063/TK**

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA  
JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI  
UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL "VETERAN"  
YOGYAKARTA  
2022**

**HALAMAN PENGAJUAN**  
**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA**  
**VINIL ASETAT**  
**DARI ASETILEN DAN ASAM ASETAT**  
**KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**  
**SKRIPSI**

**Diajukan kepada Program Studi S1 Teknik Kimia**  
**Jurusan Teknik Kimia**  
**Fakultas Teknik Industri**  
**Universitas Pembangunan “Veteran” Yogyakarta**  
**Guna melengkapi syarat-syarat**  
**Untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia**

**Disusun oleh:**

**NAUFAL HARFAZ RADITYA      121 170 063/TK**

**PROGRAM STUDI S1 TEKNIK KIMIA**  
**JURUSAN TEKNIK KIMIA**  
**FAKULTAS TEKNIK INDUSTRI**  
**UNIVERSITAS PEMBANGUNAN NASIONAL “VETERAN”**  
**YOGYAKARTA**  
**2022**

**HALAMAN PENGESAHAN**  
**PRARANCANGAN PABRIK KIMIA**  
**VINIL ASETAT**  
**DARI ASETILEN DAN ASAM ASETAT**  
**KAPASITAS 60.000 TON/TAHUN**

**SKRIPSI**

**Disusun oleh:**

**NAUFAL HARFAZ RADITYA      121 170 063/TK**

**Yogyakarta,    Juli 2022**  
**Program Studi S1 Teknik Kimia**  
**Jurusan Teknik Kimia**  
**Fakultas Teknik Industri**  
**Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta**  
**Disetujui untuk Ujian Pendarasan oleh:**

**Dosen Pembimbing 1**

**Dosen Pembimbing 2**

**Ir. R. R. Endang Sulistiwati, M.T**  
**NIP. 196110420 198903 2 001**

**Ir. Tunjung Wahyu Widayati, M.T**  
**NIK. 19640201 199303 2 002**

## KATA PENGANTAR

Puji syukur penyusun ucapkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena atas segala karunia-Nya, penyusun dapat menyelesaikan proposal skripsi dengan judul “Prarancangan Pabrik Vinil Asetat dari Asetilen dan Asam Asetat Kapasitas 60.000 ton/tahun”. Skripsi prarancangan pabrik ini disusun untuk memenuhi syarat-syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik Kimia pada Program Studi Teknik Kimia S1, Fakultas Teknik Industri Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.

Penyusunan skripsi ini dapat diselesaikan karena adanya bantuan dari berbagai pihak. Oleh karena itu, penyusun mengucapkan terimakasih kepada:

1. Ibu Endang Sulistyawati, M.T selaku dosen pembimbing I di kampus Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.
2. Ibu Ir. Tunjung Wahyu Widayati, M.T selaku dosen pembimbing II di kampus Universitas Pembangunan Nasional “Veteran” Yogyakarta.
3. Rekan – rekan yang selalu membantu selama proses mengerjakan tugas akhir ini.

Semoga skripsi ini dapat dijadikan sebagai bahan pembelajaran dan pengembangan wawasan serta bermanfaat bagi pembaca. Penyusun mengharapkan adanya kritik dan saran yang membangun bagi perbaikan skripsi ini.

Yogyakarta, Juli 2022

Penyusun

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN PENGAJUAN</b> .....	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN</b> .....	<b>iii</b>
<b>DAFTAR ISI</b> .....	<b>v</b>
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	<b>vii</b>
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	<b>viii</b>
<b>INTISARI</b> .....	<b>ix</b>
<b>CATATAN PENDAHULUAN</b> .....	<b>x</b>
<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	<b>1</b>
I.1 Latar Belakang .....	1
I.2 Prospek Pasar .....	2
I.3 Kapasitas Produksi .....	3
I.4 Lokasi Pabrik.....	4
I.5 Tinjauan Pustaka .....	5
I.6 Pemilihan Proses .....	8
I.7 Tinjauan Termodinamika .....	9
I.8 Tinjauan Kinetika .....	13
I.9 Pemilihan Reaktor .....	14
<b>BAB II PROSES PRODUKSI</b> .....	<b>15</b>
II.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk.....	15
II.2 Uraian Deskripsi Proses .....	17
<b>II.2.1 Tahap Penyimpanan Bahan Baku</b> .....	<b>17</b>
<b>II.2.2 Tahap Reaksi</b> .....	<b>18</b>
<b>II.2.3 Tahap Pemurnian Produk</b> .....	<b>18</b>
II.3 Rencana Alat yang Digunakan .....	19
II.4 Diagram Alir.....	21
<b>II.4.1 Diagram Alir Kuantitatif, (kg/jam)</b> .....	<b>21</b>
<b>II.4.2 Diagram Alir Kualitatif</b> .....	<b>22</b>
II.5 Tata Letak.....	23
<b>II.5.1 Tata Letak Pabrik</b> .....	<b>23</b>
<b>II.5.2 Tata Letak Alat</b> .....	<b>24</b>

II.6	Spesifikasi Alat.....	27
<b>BAB III</b>	<b>NERACA MASSA DAN PANAS.....</b>	<b>47</b>
III.1	Neraca Massa .....	47
III.1.1	Neraca Massa Total .....	47
III.1.2	Neraca Massa Alat .....	47
III.2	Neraca Panas .....	49
<b>BAB IV</b>	<b>UTILITAS.....</b>	<b>51</b>
IV.1	Kebutuhan Air .....	51
IV.2	Kebutuhan Udara Tekan.....	52
IV.3	Bahan Bakar .....	53
IV.4	Kebutuhan Listrik.....	53
IV.5	<i>Dowtherm A</i> .....	54
IV.6	Diagram Alir Pengolahan Air.....	55
<b>BAB V</b>	<b>MANAJEMEN PERUSAHAAN .....</b>	<b>56</b>
V.1	Bentuk Badan Usaha .....	56
V.2	Struktur Organisasi.....	56
V.3	Rencana Kerja Karyawan .....	58
V.4	Sistem Penggajian Karyawan.....	60
V.5	Fasilitas dan Jaminan Sosial.....	61
<b>BAB VI</b>	<b>EVALUASI EKONOMI .....</b>	<b>62</b>
VI.1	Investasi Modal .....	62
VI.2	Biaya Produksi .....	62
VI.3	Harga Jual Produk .....	63
VI.4	Analisis Kelayakan.....	63
<b>KESIMPULAN</b> .....		<b>66</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....		<b>67</b>
<b>LAMPIRAN</b> .....		<b>70</b>

## DAFTAR GAMBAR

Gambar I. 1. Grafik Kebutuhan Impor Vinil Asetat setiap Tahun.....	3
Gambar II. 1. Diagram Alir Kuantitatif .....	21
Gambar II. 2. Diagram Alir Kuanlitatif .....	22
Gambar II. 3. Tata Letak Pabrik.....	25
Gambar II. 4. Tata Letak Alat .....	26
Gambar III. 1. Unit Penyedia Udara Tekan .....	53
Gambar III. 2. Siklus Pemanas Dowtherm A.....	54
Gambar III. 3. Diagram Alir Pengolahan Air .....	55
Gambar IV. 1. Struktur Organisasi Pabrik Vivil Asetat.....	57
Gambar V. 1. Grafik BEP dan SDP .....	64

## DAFTAR TABEL

Tabel I. 1. Tabel Ekspor-Impor Vinil Asetat .....	2
Tabel I. 2. Kapasitas Produksi Pabrik Vinil Asetat di Dunia.....	2
Tabel I. 3. Harga Bahan Baku dan Produk.....	7
Tabel I. 4. Tabel Pemilihan Proses .....	8
Tabel I. 5. Data Panas Pembentukan.....	9
Tabel I. 6. Kapasitas panas Gas Fungsi Suhu .....	10
Tabel I. 7. Nilai Energi Gibbs .....	11
Tabel II. 1. Keterangan Gambar Tata Letak Alat Proses .....	27
Tabel III. 1. Kebutuhan air pendingin pada saat start up .....	52
Tabel III. 2. Kebutuhan air pendingin tiap jam.....	52
Tabel IV. 1. Tabel Jumlah Karyawan .....	59
Tabel IV. 2. Jadwal Kerja Karyawan Shift .....	60
Tabel V. 1. Parameter Kelayakan Ekonomi.....	65



## INTISARI

*Vinil Asetat merupakan produk antara yang digunakan dalam pembuatan cat, serat akrilik, dan perekat tekstil dan produk akhir lainnya berupa sejumlah polimer seperti polivinil asetat, polivinil alkohol, dan vinil asetat kopolimer lainnya. Pabrik Vinil Asetat dirancang dengan kapasitas 60.000 ton/tahun menggunakan bahan Asetilen dan Asam Asetat. Pabrik direncanakan didirikan di Kecamatan Gresik, Kabupaten Gresik, Jawa Timur, membutuhkan luas tanah sebesar 68.283 m<sup>2</sup>. Bentuk perusahaan berupa Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah tenaga kerja 196 orang. Pabrik direncanakan bekerja selama 330 hari efektif dalam setahun dan 24 jam perhari.*

*Bahan baku berupa Asetilen pada fase gas dengan kondisi tekanan 1 atm dan suhu 30°C dan Asam Asetat pada fase cair dengan kondisi tekanan 1 atm dan suhu 30°C. Asetilen diturunkan tekanannya hingga 1,5 atm dan Asam Asetat diumpangkan menuju vaporizer untuk diuapkan. Uap Asam Asetat dan umpan Asetilen dialirkan melalui preheater untuk dipanaskan hingga suhu 185°C dan tekanan 1,5 atm kemudian diumpangkan ke dalam reaktor. Reaksi terjadi pada fase gas yang bersifat eksotermis pada suhu 185°C dan tekanan 1,5 atm dengan katalis (CH<sub>3</sub>COO)<sub>2</sub>Zn dengan perbandingan mol reaktan Asetilen dan Asam Asetat 4:1 dan menghasilkan konversi sebesar 64% berdasarkan Asam Asetat. Produk keluar reaktor dialirkan menuju kondensor parsial. Hasil kondensor parsial yang berupa fase cair dan gas selanjutnya dipisahkan menggunakan menara distilasi. Produk atas dari menara distilasi berupa Vinil Asetat dengan kemurnian 99,99 % dan hasil bawah berupa Asam Asetat dan Vinil Asetat diumpangkan menuju evaporator untuk dipekatkan Asam Asetatnya hingga mencapai kemurnian 99,8% yang kemudian di recycle menuju umpan vaporizer. Utilitas yang diperlukan pabrik Vinil Asetat berupa air sebesar 14.104,27 kg/jam, Untuk memenuhi kebutuhan air make up sebanyak 8.551,87 kg/jam yang diambil dari Unit Pengolahan Air pada Kawasan Industri JIPE Gresik. Dowtherm A yang digunakan sebagai media pemanas dengan suhu 183°C dan tekanan 1,5 atm sebanyak 125496 kg/jam dan media pendingin dengan suhu 146°C dan tekanan 1,5 atm sebanyak 125496 kg/jam. Daya listrik sebesar 555 KW yang diperoleh dari Perusahaan Listrik Negara dengan cadangan generator 475 KW. Kebutuhan bahan bakar fuel oil diperoleh dari PT. Pertamina sebanyak 730 L/bulan. Udara tekan diproduksi sebanyak 72.000 L/jam dengan tekanan 7 atm.*

*Ditinjau dari segi ekonomi, Pabrik Vinil Asetat memerlukan Fixed Capital Investment sebesar \$ 16.831.782 dan Rp. 714.332.404.669. Working Capital sebesar Rp. 393,226,349,083. Analisis ekonomi pabrik Vinil Asetat menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 45,48% dan ROI sesudah pajak sebesar 29,56%. Nilai POT sebelum pajak sebesar 1,80 tahun dan POT sesudah pajak sebesar 2,53 tahun. BEP 41,01% kapasitas produksi dan SDP 21,56% sebesar kapasitas produksi. DCF sebesar 31,72%. Berdasarkan data analisis ekonomi tersebut, maka pabrik Vinil Asetat layak untuk dikaji lebih lanjut.*

*Kata kunci: asetilen, asam asetat, vinil asetat*

## CATATAN PENDADARAN

Nama	: Naufal Harfaz Raditya
Tanggal Ujian	: 14 Juli 2022
Dosen Pembimbing	: 1. Ir. RR. Endang Sulistyawati, M.T. 2. Ir. Tunjung Wahyu Widayati, M.T.
Dosen Penguji	: 1. Ir. Tutik Muji Setyoningrum, M.T. 2. Ir. Titik Mahargiani, M.T.

Daftar pertanyaan sidang beserta jawaban :

1. Mengapa ditambahkan tangki penyimpanan Asetilen bila bahan baku dari pemipaan?

Jawab:

Pada perancangan kami menambahkan tangki Asetilen bertujuan untuk menstabilkan aliran bahan baku Asetilen pada proses. Sehingga apabila distribusi Asetilen dari pabrik bahan baku mengalami fluktuasi arus massa, akan tidak mengganggu sistem proses pada pabrik Vinil Asetat kami.

2. Bagaimana menentukan suhu campuran keluar di Arus 4?

Jawab :

Suhu campuran keluar di Arus 4 diperoleh menggunakan prinsip neraca panas sehingga nilai panas yg masuk harus sama dengan yg keluar ( $Q_{in}=Q_{out}$ ). Kemudian suhu keluar pada Arus 4 dicari menggunakan *goal-seek* pada excel hingga  $Q_{arus4}$  nilainya sama dengan jumlah panas yg masuk.

3. Bagaimana mencari suhu didih campuran komponen di Vaporizer?

Jawab:

Suhu didih campuran komponen dicari menggunakan hukum Raoult dimana tekanan uap murni masing-masing komponen yg dicari menggunakan

konstanta Antoine dikalikan dengan fraksi mol masing-masing komponen. Setelah ini mencari nilai total fraksi uap ( $y$ ) menggunakan *goal-seek* hingga nilainya 1 dengan variable ubah kondisi operasi suhu.

4. Mengapa dipilih konversi 64% di reaktor?

Jawab:

Konversi ini dipilih karena beberapa pertimbangan,

- Berdasarkan optimasi yang kami lakukan pada program *SciLab* grafik sudah melandai pada konversi 64%
- Pertimbangan efisiensi energi, dikarenakan reaksi yang berlangsung sangatlah eksotermis sehingga dibutuhkan banyak sekali pendingin untuk menjaga kondisi operasi tetap pada suhu yang diharapkan.

5. Tinggi katalis?

Jawab:

Tinggi tumpukan katalis = 11.1 meter

6. Mengapa umpan masuk MD-01 dipanaskan terlebih dahulu pada HE-03

Jawab:

Karena dirancang umpan masuk MD-01 pada kondisi cair jenuh sehingga diperlukan pemanasan hingga mencapai titik didih campuran umpan masuk MD-01.

7. Mengapa pada hasil bawah MD-01 ke RB-01 tidak diberi pompa?

Jawab:

Karena pada hasil bawah MD-01 dan RB-01 digunakan prinsip bejana berhubungan dimana komponen di kedua bejana berada pada tekanan dan densitas yang sama, sehingga level cairan pada kedua bejana akan selau sama dan menyesuaikan apabila ada perubahan level di salah satu bejana.

8. Mengapa setelah ACC-01 keluarannya ditambahkan pompa P-05?

Jawab:

Perlu ditambahkan pompa dikarenakan setelah keluar ACC-01 sebagian aliran masih ada yang dikembalikan ke puncak MD-01 sebagai refluks dimana posisinya jauh lebih tinggi dari keluaran ACC-01 dan head pompanya bernilai pompa sehingga perlu ditambahkan pompa.

9. Mengapa ada aliran *purging*?

Jawab:

Karena pada bahan baku Asetilen terdapat pengotor berupa Hidrogen ( $H_2$ ) yang bersifat inert pada proses sehingga agar tidak terjadi akumulasi pada sistem.

10. Gas bahan baku Asetilen yang *dipurge* kemudian diapakan?

Jawab:

Gas Asetilen yang *dipurge* Sebagian dimanfaatkan sebagai bahan bakar pada *furnace* FU-01 untuk memanaskan *Dowtherm A* dari  $183^\circ C$  ke  $224^\circ C$  untuk pemanas pada heater (HE-02) dan vaporizer (VP-01)

Saran :

1. Merevisi kondisi operasi suhu setelah terjadi perubahan tekanan pada aliran fasa gas.
2. Disarankan untuk tidak perlu menambahkan tangki penyimpanan bahan baku asetilen karena jarak sumber yang berdekatan dan pertimbangan *safety*.
3. Jenis *controller* RC (*Ratio Controller*) sebaiknya dinamai FRC (*Flow Rattio Controller*) karena mengubah rasio bahan baku masuk reaktor menggunakan pengaturan *flow* bahan baku dengan mengatur bukaan valve.
4. Disarankan untuk tidak menurunkan tekanan aliran umpan masuk reaktor.
5. Disarankan gambar aliran masuk Tangki Asam Asetat dan Tangki Vinil Asetat pada PEFD melalui bagian atas tangki sesuai dengan perancangan.
6. Disarankan judul pada PEFD dirapikan agar tidak terputus-putus.



## BAB I

### PENDAHULUAN

#### I.1 Latar Belakang

Pembangunan Nasional di Indonesia secara keseluruhan tentu tidak akan lepas dari peranan sektor industri, khususnya industri kimia. Baik industri yang menghasilkan produk jadi maupun produk antara yang akan digunakan untuk menghasilkan produk lain. Namun, keterbatasan ketersediaan bahan baku dari dalam negeri, maka mengharuskan Indonesia untuk melakukan impor beberapa jenis bahan baku untuk memenuhi kebutuhan industri kimia.

Vinil asetat atau VAM (vinyl acetate monomer) adalah senyawa kimia tak berwarna dengan rasa manis dengan rumus molekul  $\text{CH}_3\text{COOCH}=\text{CH}_2$ , merupakan produk antara (intermediate product), yang digunakan dalam pembuatan cat, serat akrilik, dan perekat tekstil dan produk akhir lainnya berupa sejumlah polimer seperti polivinil asetat, polivinil alkohol, dan vinil asetat kopolimer lainnya (ICIS, 2008).

Vinil asetat hingga saat ini belum dapat dipenuhi kebutuhannya melalui produksi dalam negeri karena belum adanya industri pembuatan vinil asetat di Indonesia. Oleh karena itu dalam rangka pemenuhan kebutuhan vinil asetat ini perlu didirikannya pabrik vinil asetat dengan harapan mampu memenuhi permintaan vinil asetat dalam negeri, menunjang perkembangan industri kimia dengan bahan baku vinil asetat guna meningkatkan pendapatan negara, serta terciptanya lapangan pekerjaan baru.

Berdasarkan pertimbangan diatas tadi, maka besar peluang dalam menarik investor untuk menanamkan modal dan mendirikan pabrik vinil asetat di Indonesia.



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

## I.2 Prospek Pasar

### I.2.1. Data Impor

Tingkat kebutuhan vinil asetat dalam negeri dapat dilihat dari besarnya volume impor di Indonesia yang ditunjukkan pada perpustakaan Badan Pusat Statistik (BPS), ditunjukkan pada Tabel 1.1. Berikut:

Tabel I. 1. Tabel Ekspor-Impor Vinil Asetat

Tahun	Ekspor (kg)	Impor (kg)
2011	0	40.518.389
2012	69.659	49.625.975
2013	58.587	49.968.079
2014	56.292	45.375.027
2015	101.690	45.465.405
2016	29.859	49.990.118
2017	103.674	42.328.394
2018	72.546	47.999.699
2019	73.596	41.509.249

### I.2.2. Kapasitas Pabrik yang Telah Berdiri

Berikut adalah data produsen-produsen vinil asetat di dunia yang telah berdiri dan memproduksi vinil asetat.

Tabel I. 2. Kapasitas Produksi Pabrik Vinil Asetat di Dunia

Pabrik	Lokasi	Kapasitas (ton/th)
Acetex Chimie	Pardies, France	165.000
Achema	Jonava, Lithuania	20.000



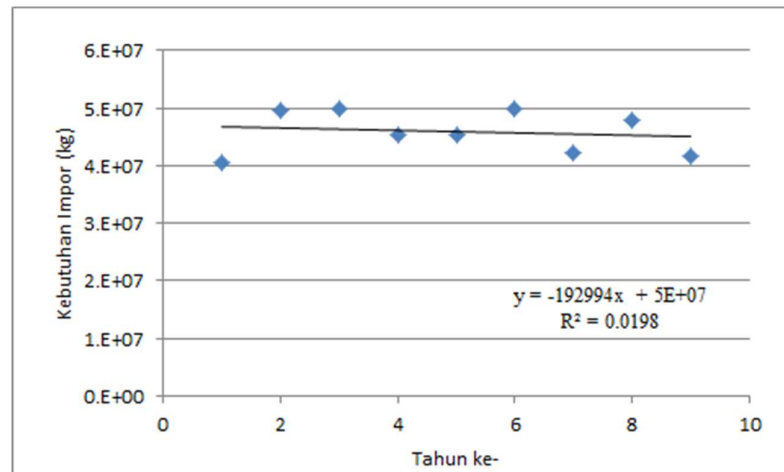
Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

Celanese	Bay City, Texas, US	300.000
Doljchim	Craiova, Romania	20.000
Dow Chemical	Texas City, Texas, US	365.000
DuPont	La Porte, Texas, US	335.000
Stavrolen	Budyennovsk, Rusia	60.000
SSME Azot Association	Severodonetsk, Ukraine	30.000
Wacker Chemie	Burghausen, Germany	200.000

(ICIS, 2008)

### I.3 Kapasitas Produksi

Berdasarkan data yang tersaji pada tabel Tabel 1.1 dapat dibuat grafik kebutuhan impor vinil asetat sebagai berikut :



Gambar I. 1. Grafik Kebutuhan Impor Vinil Asetat setiap Tahun

Dengan membuat grafik kebutuhan vinil asetat setiap tahun dapat diperoleh persamaan yang mengikuti persamaan garis lurus yaitu :

$$y = -192994x + 5.107$$

Pabrik vinil asetat ini akan didirikan pada tahun 2024 ( $x=14$ ) dengan prediksi kebutuhan vinil asetat ( $y$ ) pada tahun tersebut sebanyak 47.298.084 Kg



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

≈ 50.000 ton. Kemudian dengan pertimbangan permintaan pasar vinil asetat di luar negeri maka ditentukan kapasitas produksi sebesar 60.000 ton per tahun.

Kapasitas produksi dirancang dengan pertimbangan:

1. Kebutuhan vinil asetat dalam negeri

Dalam memenuhi kebutuhan vinil asetat di Indonesia selama ini masih konsisten mengimpor dari luar negeri

2. Potensi pasar vinil asetat di luar negeri

Sasaran pasar dari pabrik vinil asetat yang akan didirikan adalah untuk memenuhi kebutuhan vinil asetat dalam negeri khususnya pabrik berbahan baku vinil asetat yang berada di pulau Jawa dan sebagian diekspor pada pabrik-pabrik berbahan baku vinil asetat di mancanegara.

#### **I.4 Lokasi Pabrik**

Pabrik direncanakan akan didirikan di kawasan industri Java Integrated Industrial and Port Estate (JIPE) di Gresik, Provinsi Jawa Timur, dengan pertimbangan sebagai berikut :

##### **I.4.1. Pengadaan Bahan Baku**

Bahan baku asetilen yang dibutuhkan diperoleh melalui jalur pipa dari PT. Aneka Gas Industri Tbk yang berlokasi tidak jauh dari lokasi pabrik. PT. Aneka Gas Industri Tbk memproduksi gas asetilena dengan kemurnian 99,6%, asam asetat diperoleh dari PT Indo Acidatama Tbk. di Surakarta, Jawa Tengah dengan menggunakan jalur darat, dan katalis zinc asetat diperoleh dengan mengimpor menggunakan jalur laut dari Wuxi Yangshan Biochemical Co.,Ltd.di China sehingga memerlukan daerah pabrik yang dekat dengan pelabuhan. Oleh karena itu pemilihan lokasi pabrik dianggap sudah tepat.

##### **I.4.2. Pemasaran Produk**

Pabrik vinil asetat ditujukan untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri. Sebagian besar industri Indonesia (terkhususnya pabrik polimer)

---





Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

yang membutuhkan vinil asetat berada di pulau Jawa dan juga akan diekspor menggunakan jalur laut ke beberapa negara. Sehingga pemilihan lokasi pabrik dianggap sudah tepat.

#### **I.4.3. Sarana Transportasi**

Sarana transportasi sangat penting dalam mengangkut bahan baku dan pemasaran produk. Kawasan JIPE merupakan tempat yang sangat strategis karena lokasi JIPE didukung dengan saran dan prasarana transportasi yang sangat bagus dan saling terintegasi. Sarana Transportasi Kawasan JIPE dapat dijangkau melalui 3 moda transportasi yaitu akses laut dalam melalui pelabuhan Manyar JIPE , akses jalan tol Surabaya-Krian-Manyar dan jalur kereta yang langsung ke Kawasan JIPE. Hal ini akan memberikan kemudahan dalam pengangkutan bahan baku, bahan pembantu, maupun pengiriman produk, operasional administrasi dan pengelolaan manajemen perusahaan.

#### **I.4.4. Kebijakan Dan Regulasi Pemerintah**

Sesuai dengan kebijakan pengembangan industri, pemerintah telah menetapkan daerah Gresik sebagai kawasan industri yang terbuka bagi investor asing. Kawasan Java Integrated Industrial and Port Estate merupakan kawasan industri baru yang sangat terintegasi dan dijadikan sebagai percontohan kawasan industri lain di Indonesia. Pemerintah sebagai fasilitator telah memberikan kemudahan-kemudahan dalam perizinan, pajak dan hal-hal lain yang menyangkut teknis pelaksanaan pendirian suatu pabrik.

#### **I.4.5. Kondisi Lingkungan**

Keadaan iklim dan cuaca di daerah Gresik umumnya baik, tidak terjadi gempa, angin topan, dan suhu lingkungan rata-rata 30°C.

### **I.5 Tinjauan Pustaka**

#### **I.5.1. Tinjauan Proses**

---



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Ada beberapa jenis proses dalam pembuatan vinil asetat yang digolongkan berdasarkan bahan bakunya, antara lain :

a. Proses Dasar Asetilen

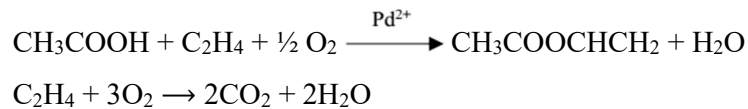
Asetilen direaksikan dengan asam asetat pada fasa gas menggunakan katalis zinc asetat dan bersifat eksotermis. Reaksi yang terjadi adalah :



Reaksi fasa gas terjadi pada suhu 180 – 210 °C dan berlangsung pada tekanan 1.13-1.20 atm, dibantu oleh katalis berupa garam metalik. Reaksi ini menggunakan asetilen dalam jumlah besar dengan perbandingan molar 4-5 terhadap 1 molar asam asetat. Produk vinil asetat dimurnikan dengan destilasi. Temperatur gas meningkat 5-10 °C ketika gas melewati reaktor. Yield vinil asetat yang dihasilkan dari proses ini adalah lebih dari 95%-99% pada asam asetat dan 92%-98% pada asetilena. (Kirk Othmer, 1983)

b. Proses Dasar Etilen

Etilen direaksikan dengan asam asetat dan udara baik pada fasa gas menggunakan katalis palladium dengan penyangga inert. Reaksi yang terjadi adalah :



Reaksi dijalankan pada suhu operasi 160 – 180 °C, tekanan 5-10 atm, menggunakan katalisator palladium dengan penyangga inert.. Reaksi samping berupa pembakaran sempurna etilen dan menghasilkan CO<sub>2</sub>. Yield vinil asetat yang dihasilkan melalui proses ini adalah 90% pada etilen dan 95% pada asam asetat. Namun biaya investasi kapitalnya lebih besar 50% dan memakan konsumsi energi



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

lebih banyak dibandingkan pada proses dasar asetilen pada fasa gas (Kirk Othmer, 1983).

### I.5.2. Potensial Ekonomi

Segi ekonomi didasarkan atas besarnya potensial ekonomi masing-masing proses. Berikut harga bahan baku dan produk :

Tabel I. 3. Harga Bahan Baku dan Produk

Komponen	Harga (US \$/kg)	BM (kg/kmol)
Vinil astat	3	86.09
Asam astat	0.35	60.05
Asetilen	5.4	26.04
Etilen	3	28
Oksigen	0	32
Karbon dioksida	0.27	44
Air	0.032	18

(Sumber : Alibaba.com)

Untuk aspek ekonomi ditinjau dari perhitungan potensial ekonomi (PE) masing-masing reaksi

$$PE = (BM \times \text{Harga Produk}) - (BM \times \text{Harga Bahan Baku})$$

- Proses Dasar Asetilen

$$PE_1 = \left(1 \times 86.09 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 3 \frac{\text{US \$}}{\text{kg}}\right) - \left(1 \times 60.05 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 0.35 \frac{\text{US \$}}{\text{kg}} + 1 \times 26.04 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 5.4 \frac{\text{US \$}}{\text{kg}}\right)$$
$$PE_1 = 96,6463 \frac{\text{US \$}}{\text{kmol}}$$

- Proses Dasar Etilen



Skripsi  
 Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
 dari Asetilen dan Asam Asetat  
 Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

$$\begin{aligned}
 PE_2 &= (1 \times 86,09 \frac{kg}{kmol} \times 3 \frac{US \$}{kg} + 3 \times 18 \frac{kg}{kmol} \times 0,032 \frac{US \$}{kg} + \\
 & 2 \times 44 \frac{kg}{kmol} \times 0,27 \frac{US \$}{kg}) - (2 \times 28 \frac{kg}{kmol} \times 3 \frac{US \$}{kg} + \\
 & 1 \times 60,05 \frac{kg}{kmol} \times 0,35 \frac{US \$}{kg} + 3,5 \times 32 \frac{kg}{kmol} \times 0 \frac{US \$}{kg}) \\
 PE_2 &= 94,7405 \frac{US \$}{kmol}
 \end{aligned}$$

### I.6 Pemilihan Proses

Segi teknis ditinjau dengan membandingkan kondisi operasi antara kedua proses kemudian dilakukan penilaian terhadap spesifikasi masing-masing reaksi dengan kriteria penilai sebagai berikut :

Tabel I. 4. Tabel Pemilihan Proses

No.	Parameter	Proses	
		Asetilen	Etilen
1.	Suhu	180-210°C **	160-180°C ***
2.	Tekanan	1.13-1.2 atm ***	5-10 atm **
3.	Katalis	Zinc Asetat **	Paladium **
4.	Hasil samping	- ***	CO <sub>2</sub> , H <sub>2</sub> O **
5.	Yield	92-98% ***	90% **
6.	Fase	Gas *	Gas *
7.	Potensial Ekonomi	US \$96,6463/kmol Vinil Asetat **	US \$94,7405/kmol Vinil Asetat **



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Jumlah	16*	14*
--------	-----	-----

Keterangan :

\* = kurang

\*\* = cukup

\*\*\* = baik

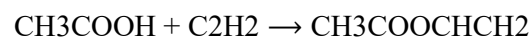
Dari aspek diatas, dipilih pembuatan vinil asetat dari asetilen dan asam asetat pada fasa gas adalah dengan pertimbangan pemilihan proses karena :

1. Tekanan proses mendekati tekanan atmosfer
2. Proses tidak memiliki hasil samping
3. Potensi ekonomi yang lebih besar
4. Biaya kapital dan konsumsi energi yang lebih rendah dibandingkan proses dasar etilen

## I.7 Tinjauan Termodinamika

Tinjauan termodinamika ditujukan untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis), keberlangsungan reaksi (searah/bolak-balik) serta kespontanan reaksi.

Reaksi :



Suhu : 180 – 210 °C

### I.6.1. Sifat reaksi

Untuk mengetahui sifat reaksi (eksotermis/endotermis) dapat diketahui melalui perhitungan entalpi reaksi.

Tabel I. 5. Data Panas Pembentukan

No.	Komponen	$\Delta H_{f298}$ (kJ/mol)
1.	Asetilen	226.73



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

2.	Asam asetat	-434,84
3.	Vinil asetat	-315,7

(Yaws, 1999)

$$\Delta H_{R298} = \sum(n \times \Delta H_f)_{\text{produk}} - \sum(n \times \Delta H_f)_{\text{reaktan}}$$

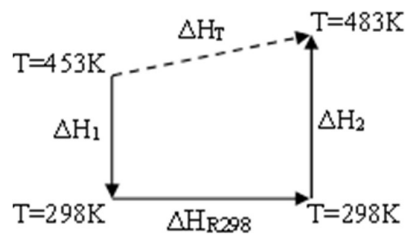
$$\Delta H_{R298} = (1 \times -315,7) - (1 \times 226,73 + 1 \times -434,84)$$

$$\Delta H_{R298} = -107,59 \text{ kJ/mol Vinil Asetat}$$

Tabel I. 6. Kapasitas panas Gas Fungsi Suhu

Komponen	$C_{p\text{gas}} = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4$ ( $C_p = \text{J/mol K}$ ; $T = \text{K}$ )				
	A	B	C	D	E
Asetilen	19,360	$1,1519 \cdot 10^{-1}$	$-1,2374 \cdot 10^{-4}$	$7,237 \cdot 10^{-8}$	$-1,659 \cdot 10^{-11}$
Asam asetat	34,850	$3,7626 \cdot 10^{-2}$	$2,8311 \cdot 10^{-4}$	$-3,0767 \cdot 10^{-7}$	$9,2646 \cdot 10^{-11}$
Vinil asetat	27,664	$2,3366 \cdot 10^{-1}$	$6,2106 \cdot 10^{-5}$	$-1,6972 \cdot 10^{-7}$	$5,7917 \cdot 10^{-11}$

(Yaws, 1999)



$$\Delta H_1 = \int_{453}^{298} C_p dT$$

$$\Delta H_1 = \int_{453}^{298} (1 \times C_p \text{ C}_2\text{H}_2 + 1 \times C_p \text{ CH}_3\text{COOH}) dT$$

$$\Delta H_1 = \int_{453}^{298} [1 \times (19,36 + 1,1519 \cdot 10^{-1} T - 1,2374 \cdot 10^{-4} T^2 + 7,237 \cdot 10^{-8} T^3 - 1,659 \cdot 10^{-11} T^4) + 1 \times (34,85 + 3,7626 \cdot 10^{-2} T + 2,8311 \cdot 10^{-4} T^2 - 3,0767 \cdot 10^{-7} T^3 + 9,2646 \cdot 10^{-11} T^4)] dT$$



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

$$\Delta H_1 = -19070,4797 \text{ J/mol} = -19,0705 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_2 = \int_{298}^{483} C_p \, dT$$

$$\Delta H_2 = \int_{298}^{483} (1 \times C_p \text{ C}_4\text{H}_6\text{O}_2) \, dT$$

$$\Delta H_2 = \int_{298}^{483} 1 \times (27,664 + 2,3366 \cdot 10^{-1} T + 6,2106 \cdot 10^{-5} T^2 - 1,6972 \cdot 10^{-7} T^3 + 5,7917 \cdot 10^{-11} T^4) \, dT$$

$$\Delta H_2 = 24193,5957 \text{ J/mol} = 24,1936 \text{ kJ/mol}$$

$$\Delta H_T = \Delta H_1 + \Delta H_{R298} + \Delta H_2$$

$$\Delta H_T = -19,0705 - 107,59 + 24,1936$$

$$\Delta H_T = -102,4669 \text{ kJ/mol}$$

Dari perhitungan  $\Delta H_T$  diatas didapatkan nilai  $\Delta H_T$  negatif sehingga dapat disimpulkan bahwa reaksi pembentukan vinil asetat bersifat eksotermis sesuai dengan referensi.

### I.6.2. Keberlangsungan Reaksi

Untuk mengetahui kespontanan reaksi dapat diketahui melalui perhitungan energi Gibbs. Kemudian untuk mengetahui reaksi bolak-balik (reversible) atau searah (irreversible) dapat ditentukan secara termodinamika dengan menghitung harga konstanta kesetimbangan (K).

Konstanta kesetimbangan:

$$\Delta G = -RT \ln K$$

(Smith, 1987)

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

Tabel I. 7. Nilai Energi Gibbs

No.	Komponen	$\Delta G_{f298}$ (kJ/mol)
1.	Asetilen	209.2



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

2.	Asam asetat	-376.69
3.	Vinil asetat	-228.7

(Yaws, 1999)

$$\Delta G_{298} = \sum(n \cdot \Delta G_f)_{\text{produk}} - \sum(n \cdot \Delta G_f)_{\text{reaktan}}$$

$$\Delta G_{298} = (1 \cdot -228,7) - (1 \cdot 209,2 + 1 \cdot -376,69)$$

$$\Delta G_{298} = -61,21 \text{ kJ/mol Vinil Asetat}$$

$$\Delta G_{298} = -RT \ln K_{298}$$

$$-61,21 \text{ kJ/mol} = -8,314 \cdot 10^{-3} \text{ kJ/(mol K)} \cdot 298 \text{ K} \cdot \ln K_{298}$$

$$\ln K_{298} = 24,7056$$

\*nilai K pada suhu 475.5 K

$$\int_{\ln K_{298}}^{\ln K_{475.5}} d \ln K = \int_{298}^{475.5} \frac{-\Delta H_R}{RT^2} dT$$

$$\ln \frac{K(475.5)}{K(298)} = \frac{-\Delta H_R}{R} \left( \frac{1}{475.5} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln \frac{K(475.5)}{K(298)} = \frac{-102,4669}{-0.008314} \left( \frac{1}{475.5} - \frac{1}{298} \right)$$

$$\ln K_{475.5} - \ln K_{298} = -15.4384$$

$$\ln K_{475.5} - 24,7056 = -15.4384$$

$$\ln K_{475.5} = 9.2671$$

$$K_{475.5} = 10584.0215$$

\*nilai  $\Delta G$  pada suhu 475.5 K

$$\Delta G_{475.5} = -RT \ln K_{475.5}$$

---





Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

$$\Delta G_{475.5} = -8,314 \cdot 10^{-3} \text{ kJ}/(\text{mol K}) \times 475.5 \text{ K} \times 9.2671$$

$$\Delta G_{475.5} = -36.6357 \text{ kJ/mol}$$

Sehingga dapat disimpulkan reaksi berlangsung secara spontan ( $\Delta G_{475.5}$  bernilai negatif) serta reaksi yang terjadi adalah reaksi irreversible (tidak dapat balik) karena diperoleh nilai K yang sangat besar.

(Yaws, 1999)

## I.8 Tinjauan Kinetika

Dari literatur dengan judul "*Kinetics of the Vinyl Acetate Synthesis from Acetylene and Acetic Acid with a Zinc Acetate Catalyst*" karya A.E. Cornelissen dkk pada tahun 1975, untuk perbandingan mol antara asetilen ( $C_2H_2$ ) dengan asam asetat (HOAc) adalah 4 : 1 dengan kondisi operasi pada suhu  $160^\circ\text{C}$ - $220^\circ\text{C}$  dan tekanan atmosferis serta digunakan katalis zinc asetat yang didukung oleh karbon aktif. Diketahui laju reaksi mengikuti persamaan :

$$r = \frac{k \cdot P_{C_2H_2}}{1 + K_1 \cdot P_{HOAc} + K_3 \cdot P_{VA}}$$

dengan,

$$k = k_\infty \exp(-E/RT)$$

$$K_1 = \exp(3,8 \cdot 10^3/T - 8,6) \text{ atm}^{-1}$$

$$K_3 = \exp(-8,4 \cdot 10^3 + 20,4) \text{ atm}^{-1}$$

dimana,

$$k_\infty = 5,08 \cdot 10^3 \text{ ((kgcat.sec.atm)}^{-1})$$

$$E = 20,3 \cdot 10^3 \text{ (kcal/kmol)}$$

$$T = \text{suhu absolut (K)}$$



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

$r$  = laju reaksi pembentukan (kmol VA/kgcat.sec)

### I.9 Pemilihan Reaktor

Reaktor yang akan digunakan adalah reaktor jenis reaktor *fixed bed multi-tube*, dengan berbagai pertimbangan alasan sebagai berikut :

1. Adanya katalis padat yang digunakan dalam proses reaksi.
2. Reaksi terjadi pada fase gas.
3. Reaksi sangat eksotermis sehingga memerlukan luas perpindahan panas yang besar agar kontak dengan pendingin optimal.



## BAB II

### PROSES PRODUKSI

#### II.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

##### II.1.1. Bahan

1) Asetilen (PT. Aneka Gas Industri)

Rumus molekul	: $C_2H_2$
Berat molekul	: 26.038 g/mol
Fase	: Gas
Titik didih normal	: $-83.85\text{ }^\circ\text{C}$
Titik beku normal	: $-80.6\text{ }^\circ\text{C}$
Temperatur kritis	: $35.32\text{ }^\circ\text{C}$
Tekanan kritis	: 60.59 atm
Densitas (T= $25^\circ\text{C}$ )	: $0.0011\text{ g/cm}^3$
Kemurnian, %massa	: Asetilena : 99.6%
	: Hidrogen : 0.4%
Hazard	: Sangat reaktif, sangat mudah terbakar dan eksplosif

Sumber : MSDS Asetilen

2) Asam Asetat (PT. Indo Acidatama Tbk)

Rumus molekul	: $CH_3COOH$
Berat molekul	: 60.053 g/mol
Fase	: Cair
Titik didih normal	: $118,05\text{ }^\circ\text{C}$
Titik beku normal	: $16,81\text{ }^\circ\text{C}$
Temperatur kritis	: $319,71\text{ }^\circ\text{C}$



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Tekanan kritis	: 57.1 atm
Densitas (T=25°C)	: 1.043 g/cm <sup>3</sup>
Kemurnian, %massa	: Asam asetat : 99.8%
	Air : 0.2%
Hazard	: Mudah terbakar, iritatif, korosif
	Sumber : MSDS Asam Asetat

3) Zinc Asetat (SAFC under Merck & Co., Inc)

Rumus molekul	: (CH <sub>3</sub> COO) <sub>2</sub> Zn
Kenampakan	: Padatan Granul Kristal Putih
Berat molekul	: 183,46 kg/kmol
Fase	: Padat
Suhu leleh	: 237 °C
Ukuran (diameter)	: 3-5 mm
Kemurnian, %massa	: 99.7%
Impurities	: Zat tak larut : 0.005%
	Klorida : 0.005%
	Sulfat : 0.01%
	Aluminium : 0.0005%
	Arsenik : 0.0002%
	Besi : 0.005%
	Timah : 0.001%
	Alkali tanah : 0.2%
Bulk density	: 900 kg/m <sup>3</sup>
Umur katalis	: 7-10 bulan

Sumber : MSDS Zinc Asetat



## II.1.2. Produk

### 1) Vinil Asetat

Rumus molekul	: CH <sub>3</sub> COOCHCH <sub>2</sub>
Berat molekul	: 86,09 g/mol
Fase	: Cair
Titik didih normal	: 72.65°C
Titik beku normal	: -95.65°C
Temperatur kritis	: 251°C
Tekanan kritis	: 41.9 atm
Densitas (T=25°C)	: 0.926 g/cm <sup>3</sup>
Kemurnian, %massa	: 99.7%
Hazard	: Mudah terbakar dan iritatif

Sumber : MSDS Vinil Asetat

## II.2 Uraian Deskripsi Proses

### II.2.1 Tahap Penyimpanan Bahan Baku

Bahan baku Asetilen (C<sub>2</sub>H<sub>2</sub>) 99.6% dialirkan dari pipa pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Kemudian umpan Asetilen segar ini dicampur dengan asetilen *recycle* dari hasil atas *Separator* (SP-02).

Asam asetat disimpan dalam Tangki (T-01) pada suhu 30°C dan tekanan 1 atm. Dari Tangki (T-01) kemudian diumpankan dan dicampur dengan *recycle* asam asetat dari hasil bawah *Evaporator* (EV-01). Kemudian campuran diumpankan menggunakan pompa ke dalam *Vaporizer* (VP-01) untuk diuapkan. Campuran uap dari *Vaporizer* (VP-01) kemudian dialirkan menuju ke *Separator Vertikal* (SP-01).



## II.2.2 Tahap Reaksi

Pada Reaktor Fixed Bed Multitube (R-01) Asetilen dan Asam asetat direaksikan pada rentang suhu 185-192°C dan tekanan operasi 1,2 atm menggunakan katalis padat zinc asetat dengan perbandingan mol asetilen dan asam asetat sebesar 4 : 1. Reaksi yang berlangsung sangat eksotermis sehingga untuk menjaga rentang suhu operasi reactor dilengkapi dengan pendingin *multitube* dengan media pendingin *Dowtherm* pada suhu 146°C dan tekanan 1,5 atm. Selama gas melalui reaktor terjadi kenaikan suhu gas sebanyak 7°C.

## II.2.3 Tahap Pemurnian Produk

Hasil keluar Reaktor Fixed Bed Multitube (R-01) merupakan campuran senyawa *condensable* dan *non-condensable* sehingga produk *condensable* keluar reaktor dikondensasikan menggunakan Kondensor Parsial (CDP-01). Campuran gas-cair ini selanjutnya diumpankan ke dalam Separator Vertikal (SP-02) untuk dipisahkan antara gas *non-condensable* (Hidrogen dan Asetilen) dengan komponen *condensable* (Air, Asam asetat, Vinil asetat). Hasil atas Separator Vertikal (SP-02) *directcycle* dan dicampur dengan Asetilen segar sedangkan sebagian lainnya *dipurging*. Cairan hasil bawah Separator Vertikal (SP-02) kemudian dialirkan menuju Menara Distilasi (MD-01) untuk ditingkatkan kemurniannya.

Umpan masuk Menara Distilasi (MD-01) dalam kondisi cair jenuh. Hasil atas Menara Distilasi (MD-01) terkondensasi ditampung di Akumulator (ACC-01) kemudian sebagian diambil sebagai produk dan sebagian dikembalikan ke dalam Menara Distilasi (MD-01) sebagai arus reflux. Selanjutnya aliran produk Vinil asetat dengan kemurnian 99,9% keluar Akumulator (ACC-01) dialirkan kembali



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

dan bercampur dengan hasil atas Evaporator (EV-01). Hasil bawah Menara Distilasi (MD-01) berupa campuran asam asetat kemudian masuk Evaporator (EV-01) untuk dipekatkan hingga mencapai kemurnian Asam asetat ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ) 99,8%. Hasil atas Evaporator (EV-01) berupa Air ( $\text{H}_2\text{O}$ ) dan Vinil asetat ( $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$ ) selanjutnya dicampurkan dengan aliran produk keluaran Akumulator (AC-01) sehingga diperoleh produk Vinil asetat dengan kemurnian 99,9% dan disimpan di dalam Tangki (T-02). Hasil bawah Evaporator (EV-01) berupa asam asetat pekat direcycle dan dicampur dengan asam asetat segar.

### II.3 Rencana Alat yang Digunakan

Tangki (T-01)	: Menyimpan bahan baku asam asetat
Tangki (T-02)	: Menyimpan vinil asetat
Akumulator (ACC-01)	: Menampung embun yang berasal dari CD-01
Vaporizer (VP-01)	: Memanaskan dan menguapkan umpan asam asetat , hasil recycle dari MD-01, dan hasil bawah SP-01
Separator (SP-01)	: Memisahkan antara komponen fase uap dan fase cair yang teruapkan di VP-01.
Separator (SP-02)	: Memisahkan antara komponen fase uap dan fase cair yang terembunkan di CDP-01.
Reaktor (R-01)	: Mereaksikan asetilen dan asam asetat menjadi vinil asetat dengan katalis zinc asetat.
Menara Distilasi (MD-01)	: Memisahkan campuran antara $\text{CH}_3\text{COOCHCH}_2$ , $\text{H}_2\text{O}$ , dan $\text{CH}_3\text{COOH}$ .
Evaporator (EV-01)	: Memekatkan $\text{CH}_3\text{COOH}$ hasil bawah MD-



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

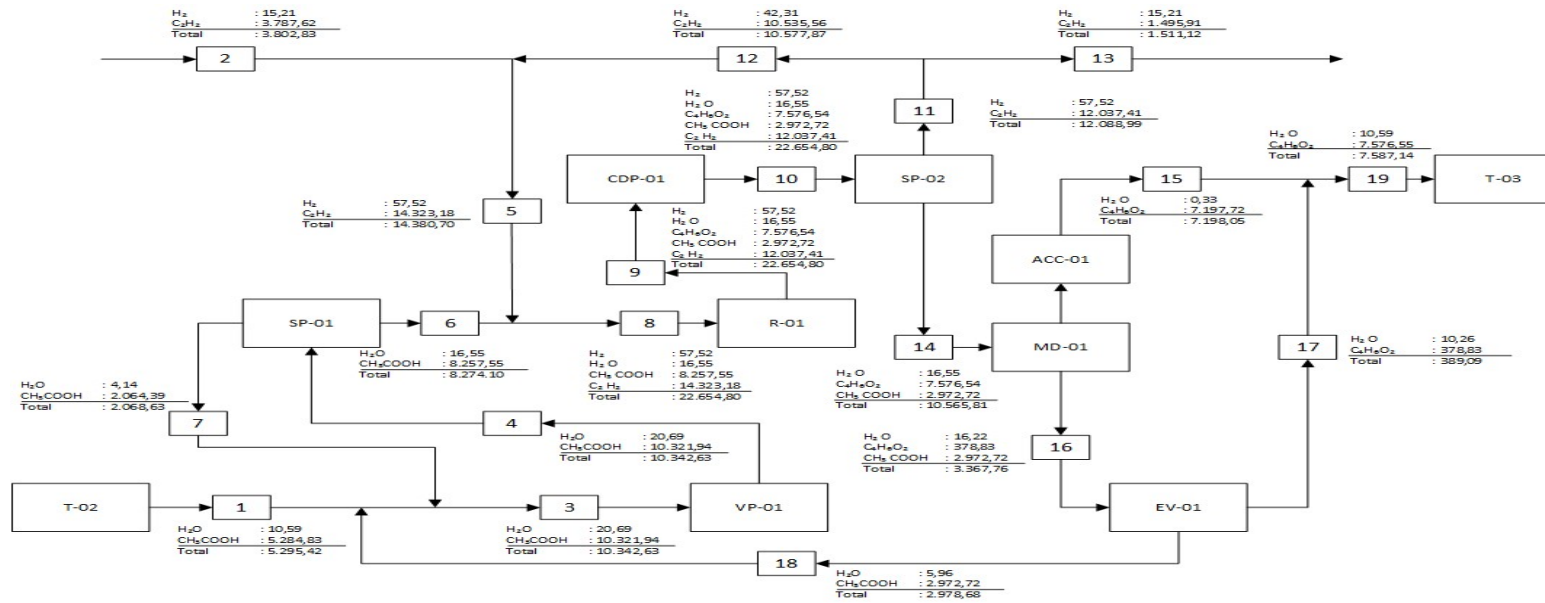
01 Dengan menguapkan sebagian  $H_2O$ , dan  
 $CH_3COOCHCH_2$ .





## II.4 Diagram Alir

### II.4.1 Diagram Alir Kuantitatif, (kg/jam)

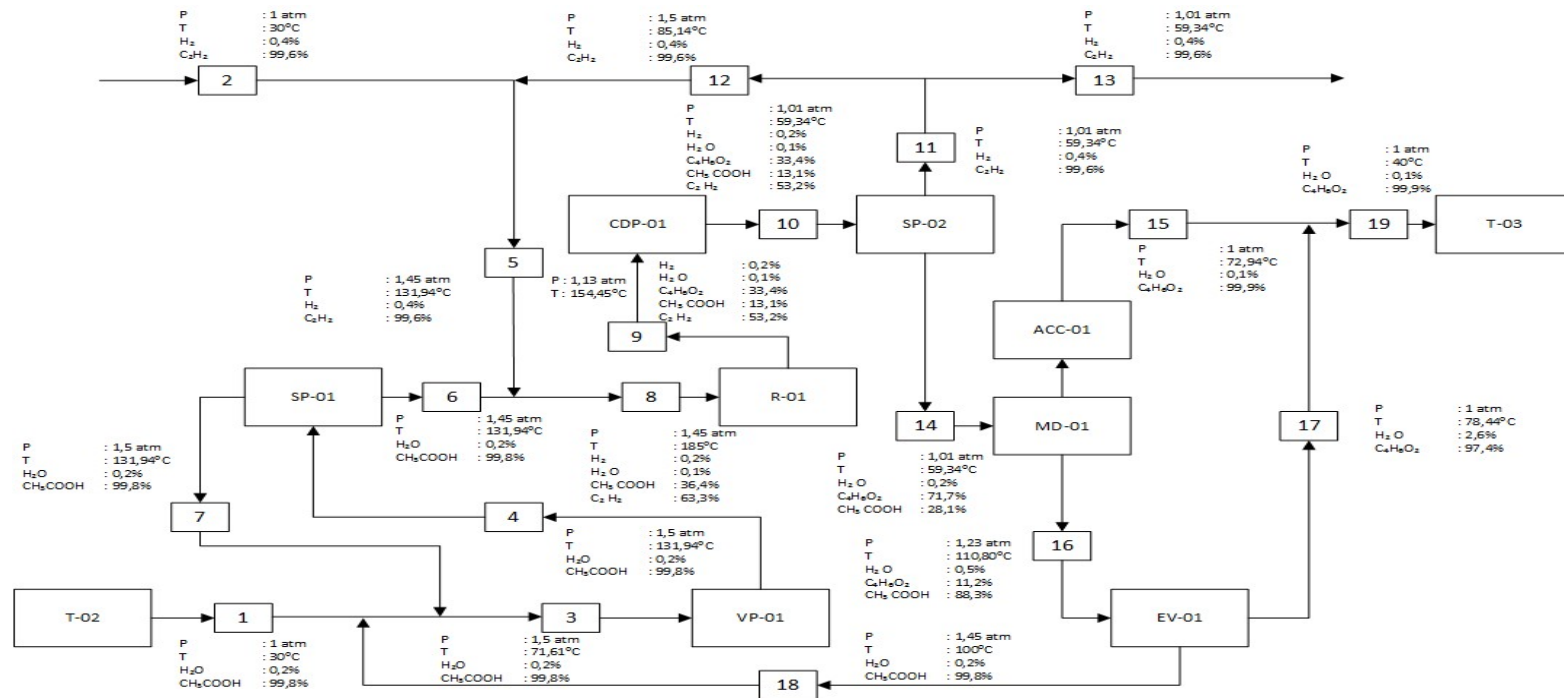


Gambar II. 1. Diagram Alir Kuantitatif



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

### II.4.2 Diagram Alir Kualitatif



Gambar II. 2. Diagram Alir Kualitatif



## II.5 Tata Letak

### II.5.1 Tata Letak Pabrik

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

#### 1. Perluasan Pabrik

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

#### 2. Harga Tanah

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

#### 3. Kualitas, Kuantitas, dan Letak Bangunan

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

#### 4. Faktor Keamanan

Faktor yang paling penting adalah keamanan. Walaupun telah dilengkapi dengan peralatan keamanan, seperti hidran, reservoir air, penahanan ledakan, dan asuransi pabrik, langkah pencegahan harus tetap dilakukan misalnya tangki bahan baku, produk dan bahan bakar harus



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

ditempatkan di area khusus dengan jarak antar ruang yang cukup sehingga dapat meminimalkan potensi terjadinya ledakan dan kebakaran.

#### 5. Fasilitas Jalan

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

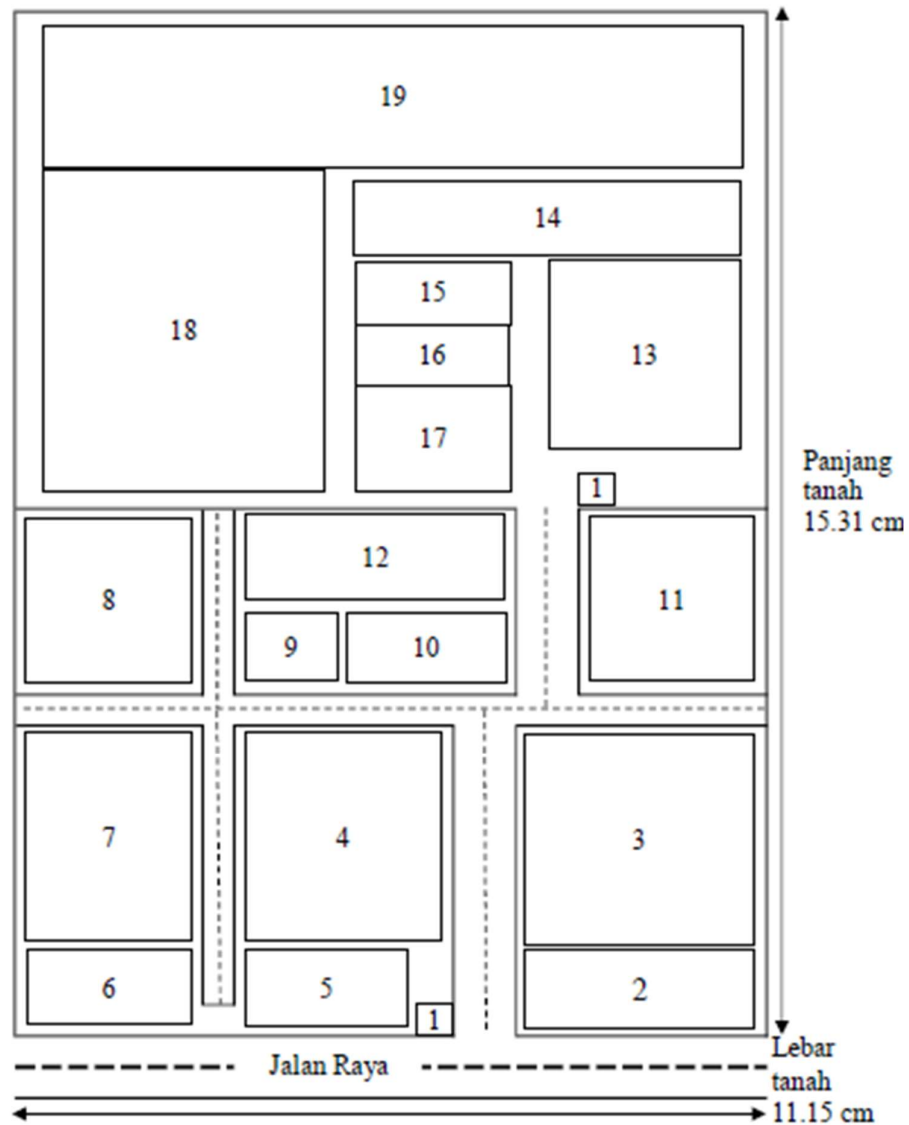
#### II.5.2 Tata Letak Alat

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam tata letak alat antara lain, penyusunan alat proses harus saling berurutan sesuai dengan urutan kerja dan fungsinya, kemudahan dalam pengecekan dan keselamatan kerja, serta kondisi operasi masing-masing alat. Untuk alat proses yang beroperasi pada suhu dan tekanan tinggi ditempatkan terpisah dari alat proses lainnya serta harus mudah dijangkau oleh pemadam kebakaran.

Setiap alat harus ditempatkan di tempat yang cukup sehingga mudah untuk dilakukan pemeriksaan, perbaikan dan pemindahan alat guna menjamin keselamatan kerja. Pengaturan alat kontrol dilakukan pada ruang kendali (control room). Untuk kantor produksi dan laboratorium ditempatkan berdekatan dengan area proses agar mudah dalam mengontrol dan mengawasi produksi.



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinyl Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun



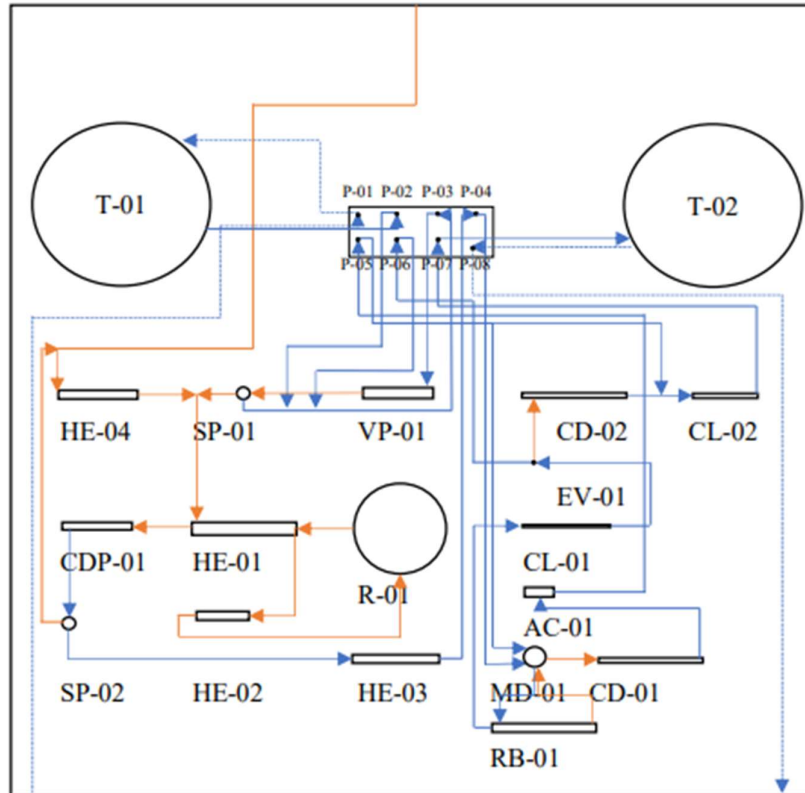
Keterangan :	
1. Pos Jaga	11. Gudang
2. Area Parkir	12. Pemadam Kebakaran
3. Kantor	13. Area Proses
4. Gedung Serbaguna	14. Area Utilitas & Penanganan Limbah
5. Perpustakaan	15. Laboratorium
6. Masjid	16. Ruang Kontrol
7. Kantin / Koperasi	17. Bengkel/Maintenanccce
8. Poliklinik	18. Area Perluasan Pabrik-1
9. Ruang Kontrol	19. Area Perluasan Pabrik-2
10. Bengkel	

(Skala 1:2000)

Gambar II. 3. Tata Letak Pabrik



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinyl Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun



(Skala 1:500)

Gambar II. 4. Tata Letak Alat



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Tabel II. 1. Keterangan Gambar Tata Letak Alat Proses

Keterangan			
T-01	Tangki Asam Asetat	HE-01	Heater-01
T-02	Tangki Vinil Asetat	HE-02	Heater-02
R-01	Reaktor	HE-03	Heater-03
CDP-01	Kondensor Parsial	HE-04	Heater-04
AC-01	Accumulator	CL-01	Cooler-01
MD-01	Menara Distilasi	CL-02	Cooler-02
EV-01	Evaporator	P-01	Pompa-01
SP-01	Separator-01	P-02	Pompa-02
SP-02	Separator-02	P-03	Pompa-03
CD-01	Condensor-01	P-04	Pompa-04
CD-02	Condensor-02	P-05	Pompa-05
VP-01	Vaporizer	P-06	Pompa-06
RB-01	Reboiler	P-07	Pompa-07
		P-08	Pompa-08

## II.6 Spesifikasi Alat

### Alat Penyimpan

#### 1. Tangki Asam Asetat (T-01)

Tugas : Menyimpan Asam Asetat pada tekanan 1 atm dan temperatur 30°C dengan waktu tinggal 7 hari.

Jenis : Tangki silinder tegak dengan dasar rata (flat bottom) dan atap berbentuk conical roofs

Kondisi operasi

- Suhu : 30 °C
-



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

- Tekanan : 1 atm

Dimensi

- Kapasitas tangki : 1.066,8 m<sup>3</sup>
- Tinggi tangki : 9,144 m
- Diameter tangki : 12,192 m

Tebal shell

- Tebal 1 (ts<sub>1</sub>) : 0,0048 m
- Tebal 2 (ts<sub>2</sub>) : 0,0048 m
- Tebal 3 (ts<sub>3</sub>) : 0,0048 m
- Tebal 4 (ts<sub>4</sub>) : 0,0048 m
- Tebal 5 (ts<sub>5</sub>) : 0,0048 m

Head

- Tinggi head : 1,0743 m
- Tebal head : 0,0048 m

Pipa pemasukan dan pengeluaran

- Diameter pipa pemasukan : 8 in ( 0,2032 m)
- Diameter pipa pengeluaran : 1,25 in ( 0,0318 m)

## 2. Tangki Vinil Asetat (T-02)

Tugas : Menyimpan Vinil Asetat pada tekanan 1 atm dan temperatur 40<sup>0</sup>C dengan waktu tinggal 7 hari.

Jenis : Tangki silinder tegak dengan dasar rata (flat bottom) dan atap berbentuk thorispherical roofs

Kondisi operasi

- Suhu : 40 °C
- Tekanan : 1 atm

Dimensi

- Kapasitas tangki : 1.707,524 m<sup>3</sup>
  - Tinggi tangki : 14,630 m
-





Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

• Diameter tangki : 12,192 m

• Jumlah course : 8

Tebal shell

• Tebal 1 ( $ts_1$ ) : 0,0159 m

• Tebal 2 ( $ts_2$ ) : 0,0143 m

• Tebal 3 ( $ts_3$ ) : 0,0127 m

• Tebal 4 ( $ts_4$ ) : 0,0111 m

• Tebal 5 ( $ts_5$ ) : 0,0095 m

• Tebal 6 ( $ts_6$ ) : 0,0079 m

• Tebal 7 ( $ts_7$ ) : 0,0064 m

• Tebal 8 ( $ts_8$ ) : 0,0064 m

Head

• Tinggi head : 2,5273 m

• Tebal head : 0,0254 m

Pipa pemasukan dan pengeluaran

• Diameter pipa pemasukan : 1,5 in ( 0,0381 m)

• Diameter pipa pengeluaran : 1,25 in ( 0,2540 m)

### Alat Proses

#### 1. Vaporizer (VP-01)

Tugas : Memanaskan dan menguapkan umpan  $CH_3COOH$  dan  $H_2O$  sebesar 10,342.63 kg/Jam dengan media pemanas dowtherm A.

Jenis : Shell and tube heat exchanger

Fluida dingin

• Suhu masuk : 71, 62°C

• Suhu keluar : 131,94 °C

• Tekanan : 1,5 atm

• Kecepatan : 10.342,63 kg/jam

---



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Fluida panas

- Suhu masuk : 224 °C
- Suhu keluar : 146 °C
- Kecepatan pemanas : 30.585,01 kg/jam
- Beban panas : 485.2703,66 kJ/jam
- Luas transfer panas : 219,33 m<sup>2</sup>

Dimensi

- Nt : 766
- OD tube : 0,75 in
- ID tube : 0,62 in
- Pitch : 0,938 in
- BWG : 16
- Pass (n) : 4
- Susunan : Triangular pitch
- ID shell : 31 in
- L : 16 ft
- ΔP shell : 0,08 atm
- ΔP tube : 0,05 atm

**2. Reaktor (R-01)**

Tugas : Mereaksikan Asetilen dengan Asam Asetat menjadi Vinil Asetat

Jenis : Reaktor Fixed Bed Multitube

Kondisi Operasi

- Suhu : 185-192°C
  - Tekanan : 1.5 atm
  - Proses : Non Isothermal, Non Adiabatis
  - Fase reaksi : Gas dengan katalis padat
-



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

- Pendingin : Dowtherm A

Katalis

- Jenis : Zink Asetat
- Porositas : 0,6
- Desnitas :  $900 \text{ kg/m}^3$
- Massa katalis : 64.849,22 kg

Dimensi Reaktor

- IDshell : 6,37 m
- Tebal shell : 0,011 m
- Tinggi reaktor : 11 m
- Pipa pemasukan : 0,6096 m
- Pipa pengeluaran : 0,6096 m

Head

- Bentuk : Thorispherical
- Tebal head : 0,011 m
- Tinggi head : 1,323 m

**3. Kondensor Parsial (CDP-01)**

Tugas : Mengembunkan gas yang keluar dari reaktor berupa  $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ , dan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  pada suhu  $154,45^\circ\text{C}$  dan tekanan 1,127 atm, dengan media pendingin air pada suhu  $30^\circ\text{C}$

Jenis : Shell and Tube Desuperheater Condensor

Kondisi operasi

- Fluida panas, P : 1,127 atm;  $T_1$  :  $154,45^\circ\text{C}$ ;  $T_2$  :  $59,34^\circ\text{C}$
- Fluida dingin,  $t_1$  :  $30^\circ\text{C}$ ;  $t_2$  :  $50^\circ\text{C}$ ; massa : 82.039,23 kg/jam

Dimensi

- Beban panas : 6.862.026,126 kJ/jam
  - Jumlah pipa : 316
-



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

- OD tube : 0,75 in (0,0191 m)
- ID tube : 0,62 in (0,0157 m)
- Panjang tabung : 16 ft (4,8768 m)
- Jumlah pass : 1
- A : 92,44 m<sup>2</sup>
- Susunan : triangular pitch
- $\Delta P$  shell : 0,1246 atm
- $\Delta P$  tube : 0,0111 atm

#### 4. Menara Distilasi (MD-01)

Tugas : Memisahkan campuran antara Asam Asetat (CH<sub>3</sub>COOH), Vinil Asetat (C<sub>4</sub>H<sub>6</sub>O<sub>2</sub>), dan Air (H<sub>2</sub>O) dengan laju alir kg/jam pada suhu 89.87°C dan tekanan 1.23 atm

Jenis : Perforated

Kondisi operasi

- Puncak Menara, P : 1 atm; Suhu embun : 72,94°C
- Umpan masuk, P : 1,23 atm; Suhu didih : 89,87 °C
- Dasar Menara, P : 1,23 atm; Suhu didih : 110,09 °C

Jumlah plate minimum : 6 plate

Jumlah plate aktual : 24 plate

Diameter Menara : 1,63 m

Tinggi menara : 14,1 m

Tebal shell : 0,19 in

Tebal head : 0,25 in

Pipa pemasukan umpan : 2 in

Pipa pengeluaran uap puncak : 14 in

Pipa pengeluaran hasil bawah : 2 in



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

## 5. Evaporator (EV-01)

Tugas : Memekatkan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  hasil bawah Menara distilasi menjadi konsentrasi  $\text{CH}_3\text{COOH}$  99.8% dengan menguapkan sebagian  $\text{H}_2\text{O}$

Jenis alat : Shell and Tube Exhanger

Fluida dingin

- Suhu masuk :  $80^\circ\text{C}$
- Suhu keluar :  $100^\circ\text{C}$
- Tekanan : 1 atm
- Laju alir : 3.367,76 kg/jam

Dimensi

- Nt : 37
- OD tube : 0,75 in
- ID tube : 0,62 in
- Pitch : 1 in
- BWG : 16
- Pass : 1
- Susunan pipa : triangular pitch
- ID shell : 8 in
- L : 12 ft
- Baffle spacing : 5 in
- $\Delta P$  shell : 0,181 psi ( 0,0123 atm)
- $\Delta P$  tube : 0,32 psi (0,0219 atm)

## Alat Penukar Panas

### 1. Heater (HE-01)

Tugas : Memanaskan  $\text{H}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$ ,  $\text{CH}_3\text{COOH}$ , dan  $\text{C}_2\text{H}_2$  dari suhu  $131.94^\circ\text{C}$  menjadi  $185^\circ\text{C}$

---



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

sebesar 22.654.8 Kg/Jam dengan media pemanas  
hasil produk keluaran reaktor.

Jenis : Shell and tube heat exchanger

Fluida dingin

- Suhu masuk : 404,94 K
- Suhu keluar : 443 K
- Tekanan : 1,45 atm
- Kecepatan masuk : 2.654,80 kg/jam

Fluida panas

- Suhu masuk : 465 K
- Suhu keluar : 427 K
- Kecepatan pemanas : 22.654,80 kg/jam
- Beban panas : 1.524.285,05 kJ/jam
- Luas transfer : 456,94 m<sup>2</sup>

Dimensi

- Nt : 1044
- ODt : 0,75 in
- IDt : 0,62 in
- Pitch : 1 in
- BWG : 17
- Pass (n) : 2
- Susunan pipa : triangular
- IDs : 37 in
- L : 24 ft
- $\Delta P$  shell: 0,002 atm
- $\Delta P$  tube : 0,0005 atm

## 2. Heater (HE-02)



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Tugas : Memanaskan  $H_2$ ,  $H_2O$ ,  $C_4H_6O_2$ ,  $CH_3COOH$ , dan  $C_2H_2$  dari suhu  $175\text{ }^\circ\text{C}$  menjadi  $185\text{ }^\circ\text{C}$  sebesar  $22.654,8\text{ Kg/Jam}$  dengan media pemanas Dowtherm A

Jenis : Shell and tube heat exchanger

Fluida dingin

- Suhu masuk :  $443\text{ K}$
- Suhu keluar :  $458\text{ K}$
- Tekanan :  $1,45\text{ atm}$
- Kecepatan masuk :  $2.654,80\text{ kg/jam}$

Fluida panas

- Suhu masuk :  $497\text{ K}$
- Suhu keluar :  $463\text{ K}$
- Kecepatan pemanas :  $8.664,8\text{ kg/jam}$
- Beban panas :  $617.825,16\text{ kJ/jam}$
- Luas transfer :  $138,75\text{ m}^2$

Dimensi

- $N_t$  :  $470$
  - $OD_t$  :  $0,75\text{ in}$
  - $ID_t$  :  $0,62\text{ in}$
  - Pitch :  $1\text{ in}$
  - BWG :  $17$
  - Pass (n) :  $1$
  - Susunan pipa : triangular
  - $ID_s$  :  $25\text{ in}$
  - L :  $16\text{ ft}$
  - $\Delta P$  shell:  $0,005\text{ atm}$
  - $\Delta P$  tube :  $0,0003\text{ atm}$
-



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

### 3. Heater (HE-03)

Tugas : Memanaskan  $H_2O$ ,  $C_4H_6O_2$ , dan  $CH_3COOH$  dari suhu  $60.83^\circ C$  menjadi  $89.87^\circ C$  sebesar 6.500,01 kg/jam dengan media pemanas Dowtherm A.

Jenis : Double pipe heat exchanger

Fluida dingin

- Suhu masuk : 332,34 K
- Suhu keluar : 362,87 K
- Tekanan : 1 atm
- Kecepatan masuk : 10.565,81 kg/jam

Fluida panas

- Suhu masuk : 456 K
- Suhu keluar : 419 K
- Kecepatan pemanas : 9.513,97 kg/jam
- Beban panas : 695.407,31 kJ/jam
- Luas transfer : 7,89  $m^2$

Dimensi

Anulus

IPS : 3 in

ID : 3,5 in

OD : 3,07 in

$\Delta P$  : 0,12 atm

Inner pipe

IPS : 2 in

ID : 2,07 in

OD : 2,38 in

$\Delta P$  : 0,02 atm

L : 20 ft





Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Nt : 7

#### 4. Heater (HE-04)

Tugas : Memanaskan  $H_2$  dan  $C_2H_2$  dari suhu  $52.79\text{ }^\circ\text{C}$  menjadi  $131.94\text{ }^\circ\text{C}$  sebesar  $22.654.8\text{ kg/jam}$  dengan media pemanas Dowtherm A

Jenis : Shell and tube heat exchanger

Fluida dingin

- Suhu masuk :  $324,68\text{ K}$
- Suhu keluar :  $404,94\text{ K}$
- Tekanan :  $1,5\text{ atm}$
- Kecepatan masuk :  $14.380,70\text{ kg/jam}$

Fluida panas

- Suhu masuk :  $456\text{ K}$
- Suhu keluar :  $419\text{ K}$
- Kecepatan pemanas :  $29.963,27\text{ kg/jam}$
- Beban panas :  $2.190.113,88\text{ kJ/jam}$
- Luas transfer :  $205,48\text{ m}^2$

Dimensi

- Nt : 470
  - ODt :  $0,75\text{ in}$
  - IDt :  $0,62\text{ in}$
  - Pitch :  $1\text{ in}$
  - BWG : 17
  - Pass (n) : 1
  - Susunan pipa : triangular
  - IDs :  $25\text{ in}$
  - L :  $24\text{ ft}$
  - $\Delta P$  shell:  $0,0055\text{ atm}$
-



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

- $\Delta P$  tube : 0,0003 atm

### 5. Reboiler (RB-01)

Tugas : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar Menara Distilasi (MD-01) dengan media pemanas Dowtherm A

Jenis : Kettle reboiler

Fluida dingin

- Suhu masuk : 383,09 K
- Suhu keluar : 383,09 K
- Tekanan : 1,23 atm
- Kecepatan masuk : 11.993,52 kg/jam

Fluida panas

- Suhu masuk : 456 K
- Suhu keluar : 419 K
- Kecepatan pemanas : 44.386,965 kg/jam
- Beban panas : 3.244.389,42 kJ/jam
- Luas transfer : 164,29 m<sup>2</sup>

Dimensi

- Nt : 282
  - ODt : 1 in
  - IDt : 0,87 in
  - Pitch : 1,25 in
  - BWG : 16
  - Pass (n) : 2
  - Susunan pipa : triangular
  - IDs : 25 in
  - L : 24 ft
  - $\Delta P$  tube : 0,0069 atm
-



## 6. Condensor (CD-01)

Tugas	: Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi 1 (MD-01) dengan media pendingin air dengan laju 8.294,15 Kg/Jam pada suhu 72.94°C dan tekanan 1 atm.
Jenis	: Shell and tube heat exchanger
Suhu masuk	: 72,94°C
Suhu keluar	: 72,94 °C
Tekanan	: 1 atm
Beban panas	: 4.117.154,66 kJ/jam
Kecepatan umpan	: 11.325,15 kg/jam
Kecepatan pendingin	: 49.231,47 kg/jam
Luas transfer panas	: 46,29 m <sup>2</sup>
Jumlah pipa	: 106
IDt	: 0,62 in
ODt	: 0,75 in
L	: 24 ft
IDs	: 13,25 in
Pass (n)	: 2
Pitch	: 1 in
Susunan	: Triangular pitch
$\Delta P_s$	: 0,005 atm
$\Delta P_t$	: 0,39 atm

## 7. Condensor (CD-02)

Tugas	: Mengembunkan uap yang keluar dari Evaporator (EV-01) dengan media pendingin air dengan laju 1904,32 Kg/Jam pada suhu 100 <sup>0</sup> C dan tekanan 1 atm.
Jenis	: Shell and tube heat exchanger

---



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Suhu masuk	: 373 K
Suhu keluar	: 351,44 K
Tekanan	: 1 atm
Beban panas	: 159.255,64 kJ/jam
Kecepatan umpan	: 389,09 kg/jam
Kecepatan pendingin	: 1.904,32 kg/jam
Luas transfer panas	: 41,48 m <sup>2</sup>
Jumlah pupa	: 106
IDt	: 0,62 in
ODt	: 0,75 in
L	: 24 ft
IDs	: 13,25 in
Pass (n)	: 2
Pitch	: 1 in
Susunan	: Triangular pitch
$\Delta P_s$	: 0,001 atm
$\Delta P_t$	: 0,001 atm

#### 8. Cooler (CL-01)

Tugas : Mendinginkan H<sub>2</sub>O, C<sub>4</sub>H<sub>6</sub>O<sub>2</sub>, dan CH<sub>3</sub>COOH dari suhu 110.09°C menjadi 80°C sebesar 3366.56 kg/jam dengan media pendingin air

Jenis : Double pipe exchanger

Fluida panas

- Suhu masuk : 383,09 K
- Suhu keluar : 353 K
- Tekanan : 1,23 atm
- Kecepatan masuk : 3.367,76 kg/jam

Fluida dingin

- Suhu masuk : 303 K
-



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

- Suhu keluar : 323 K
- Kecepatan pemanas : 2.798,57 kg/jam
- Beban panas : 234.040,27 kJ/jam
- Luas transfer : 2,29 m<sup>2</sup>

Dimensi

Anulus

- IPS : 3 in
- ID : 3,5 in
- OD : 3,07 in
- $\Delta P$  : 0,0172 atm

Inner pipe

- IPS : 2 in
- ID : 2,07 in
- OD : 2,38 in
- $\Delta P$  : 0,0021 atm
- L : 20 ft
- Nt : 2

**9. Cooler (CL-02)**

Tugas : Mendinginkan H<sub>2</sub>O dan C<sub>4</sub>H<sub>6</sub>O<sub>2</sub> dari suhu 73,23<sup>0</sup>C menjadi 40<sup>0</sup>C sebesar 7.587,14 kg/Jam dengan media pendingin air

Jenis : Double pipe exchanger

Fluida panas

- Suhu masuk : 73,23<sup>0</sup>C
- Suhu keluar : 40<sup>0</sup>C
- Tekanan : 1 atm
- Kecepatan masuk : 7.587,14 kg/jam

Fluida dingin

---



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

- Suhu masuk : 30<sup>0</sup>C
- Suhu keluar : 50<sup>0</sup>C
- Kecepatan pemanas : 6.199 kg/jam
- Beban panas : 518.413,16 kJ/jam
- Luas transfer : 16,16 m<sup>2</sup>

Dimensi

Anulus

- IPS : 3 in
- ID : 3,5 in
- OD : 3,07 in
- ΔP : 0,06 atm

Inner pipe

- IPS : 2 in
- ID : 2,07 in
- OD : 2,38 in
- ΔP : 0,01 atm
- L : 20 ft
- Nt : 14

**Alat Transportasi Proses**

**1. Pompa (P-01)**

- Tugas : Memompa bahan baku dari mobil tangki kapasitas 32.000L ke tangki bahan baku (T-01)
- Jenis : Centrifugal
- Bahan konstruksi : Commercial steel
- Kapasitas : 128 m<sup>3</sup>/jam
- Panjang pipa : 99,4 m
- Diameter pipa : 8 in
- Head pompa : 11.75 m
-



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Kecepatan putar : 2850 rpm

Daya penggerak : 15 HP

**2. Pompa (P-02)**

Tugas : Memompa bahan baku asam asetat dari tangki penyimpanan (T-01) menuju suhu campuran 1 (Tmix-01) dengan laju alir 5296.63 kg/jam

Jenis : Centrifugal

Bahan konstruksi : Commercial steel

Kapasitas : 5.10 m<sup>3</sup>/jam

Panjang pipa : 40 m

Diameter pipa : 8 in

Head pompa : 5.30 m

Kecepatan putar : 712.5 rpm

Daya penggerak : 0.5 HP

**3. Pompa (P-03)**

Tugas : Memompa bahan baku asam asetat dari suhu campuran 2 (Tmix-02) menuju Vaporizer (VP-01) dengan laju alir 8274.10 kg/jam

Jenis : Centrifugal

Bahan konstruksi : Commercial steel

Kapasitas : 8.19 m<sup>3</sup>/jam

Panjang pipa : 53.1 m

Diameter pipa : 2.5 in

Head pompa : 5.30 m

Kecepatan putar : 712.5 rpm

Daya penggerak : 0.5 HP

**4. Pompa (P-04)**

---



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Tugas	: Memompa cairan dari Heater 3 (HE-03) menuju menara distilasi (MD-01) sebanyak 10565.81 kg/jam
Jenis	: Centrifugal
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Kapasitas	: 11.89 m <sup>3</sup> /jam
Panjang pipa	: 81.77 m
Diameter pipa	: 3 in
Head pompa	: 4.14 m
Kecepatan putar	: 475 rpm
Daya penggerak	: 0.5 HP

**5. Pompa (P-05)**

Tugas	: Memompa cairan dari akumulator 1 (ACC-01) menuju menara distilasi (MD-01) sebanyak 3153.03 kg/jam
Jenis	: Centrifugal
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Kapasitas	: 4.78 m <sup>3</sup> /jam
Panjang pipa	: 105.63 m
Diameter pipa	: 2 in
Head pompa	: 13.15 m
Kecepatan putar	: 712.5 rpm
Daya penggerak	: 0.75 HP

**6. Pompa (P-06)**

Tugas	: Memompa arus recycle asam asetat dari evaporator (EV-01) menuju suhu campuran 1 (Tmix-01) dengan laju alir 2978.68 kg/jam
Jenis	: Centrifugal
Bahan konstruksi	: Commercial steel

---





Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Kapasitas	: 3.10 m <sup>3</sup> /jam
Panjang pipa	: 52.91 m
Diameter pipa	: 1.5 in
Head pompa	: 2.28 m
Kecepatan putar	: 712.5 rpm
Daya penggerak	: 0.5 HP

**7. Pompa (P-07)**

Tugas	: Memompa cairan dari cooler 2 (CL-02) menuju tangki penyimpanan vinil asetat (T-03) sebanyak 7587.13 kg/jam.
Jenis	: Centrifugal
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Kapasitas	: 8.35 m <sup>3</sup> /jam
Panjang pipa	: 66.63 m
Diameter pipa	: 2.5 in
Head pompa	: 14.87 m
Kecepatan putar	: 712.5 rpm
Daya penggerak	: 1 HP

**8. Pompa (P-08)**

Tugas	: Memompa cairan dari tangki vinil asetat (T-03) menuju mobil tangki produk.
Jenis	: Centrifugal
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Kapasitas	: 128 m <sup>3</sup> /jam
Panjang pipa	: 80 m
Diameter pipa	: 6 in
Head pompa	: 3.17 m
Kecepatan putar	: 712.5 rpm
Daya penggerak	: 2 HP

---



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinyl Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

**9. Blower (BL-01)**

Tugas	: Mengalirkan gas keluar Separator (SP-02) menuju Heater (HE-04) dengan laju alir sebesar 10.577.87 Kg/Jam
Jenis	: Radial
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Kapasitas	: 11584,4 m <sup>3</sup> /jam
Diameter pipa	: 24 in
Head pompa	: 5634.65 m
Kecepatan putar	: 1425 rpm
Daya penggerak	: 300 HP

**10. Blower (BL-02)**

Tugas	: Menaikkan tekanan bahan baku asetilen sampai 1.5 atm dengan laju alir sebesar 10.577.87 Kg/Jam
Jenis	: Radial
Bahan konstruksi	: Commercial steel
Kapasitas	: 3806,1 m <sup>3</sup> /jam
Diameter pipa	: 16 in
Head pompa	: 5174,04 m
Kecepatan putar	: 1425 rpm
Daya penggerak	: 100 HP



### BAB III

#### NERACA MASSA DAN PANAS

##### III.1 Neraca Massa

###### III.1.1 Neraca Massa Total

Tabel III. 1. Neraca Massa Total

Komponen	Masuk		Keluar	
	Arus 1 (kg/jam)	Arus 2 (kg/jam)	Arus 13 (kg/jam)	Arus 23 (kg/jam)
H <sub>2</sub>	-	15.21	15.21	-
H <sub>2</sub> O	10.59	-	-	10.58
CH <sub>3</sub> COOH	5284.83	-	-	-
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-	-	-	7576.55
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	-	3787.62	1495.91	-
Total	9098.25		9098.25	

###### III.1.2 Neraca Massa Alat

###### 1. Vaporizer (VP-01)

Tabel III. 2. Neraca massa Vaporizer (VP-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 4 (kg/jam)	Arus 6 (kg/jam)	Arus 7 (kg/jam)
H <sub>2</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> O	20.69	16.55	4.14
CH <sub>3</sub> COOH	10321.94	8257.55	2064.39
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-	-	-
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	-	-	-
Total	10342.63	10342.63	

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

Tabel III. 3. Neraca massa Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	Arus 8 (kg/jam)	Arus 9 (kg/jam)
H <sub>2</sub>	57.52	57.52
H <sub>2</sub> O	16.55	16.55
CH <sub>3</sub> COOH	8257.55	2972.72



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

$C_4H_6O_2$	-	7576.54
$C_2H_2$	14323.18	12031.47
Total	22654.80	22654.80

### 3. Kondensor Parsial (CDP-01)

Tabel III. 4. Neraca massa Kondensor Parsial (CDP-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 9 (kg/jam)	Arus 11 (kg/jam)	Arus 12 (kg/jam)
$H_2$	57.52	57.52	-
$H_2O$	16.55	-	16.55
$CH_3COOH$	2972.72	-	2972.72
$C_4H_6O_2$	7576.54	-	7576.54
$C_2H_2$	12031.47	12031.47	-
Total	22654.80	22654.80	

### 4. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel III. 5. Neraca massa Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 12 (kg/jam)	Arus 18 (kg/jam)	Arus 20 (kg/jam)
$H_2$	-	-	-
$H_2O$	16.55	0.33	16.22
$CH_3COOH$	2972.72	-	2972.72
$C_4H_6O_2$	7576.54	7197.72	378.83
$C_2H_2$	-	-	-
Total	10565.81	10565.81	

### 5. Evaporator (EV-01)

Tabel III. 6. Neraca massa *Evaporator* (EV-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 20 (kg/jam)	Arus 21 (kg/jam)	Arus 22 (kg/jam)
$H_2$	-	-	-
$H_2O$	16.22	10.26	5.96
$CH_3COOH$	2972.72	-	2972.72
$C_4H_6O_2$	378.83	378.83	-
$C_2H_2$	-	-	-
Total	3367.77	3367.77	



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinyl Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

### III.2 Neraca Panas

#### 1. Vaporizer (VP-01)

Tabel III. 7. Neraca Energi Vaporizer (VP-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 4 (kJ/jam)	Arus 6 (kJ/jam)	Arus 7 (kJ/jam)
H <sub>2</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> O	4,030.08	3,226.60	807.69
CH <sub>3</sub> COOH	1,058,480.01	848,385.73	212,170.532
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-	-	-
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	-	-	-
Q pemanas	4,852,703.66	-	-
Q uap	-	3,395,947.32	-
Total	5,915,213.75	5,915,213.75	

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

Tabel III. 8. Neraca Energi Reaktor (R-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	Arus 8 (kJ/jam)	Arus 9 (kJ/jam)
H <sub>2</sub>	132,596.44	138,436.89
H <sub>2</sub> O	5,025.36	5,249.52
CH <sub>3</sub> COOH	1,646,325.36	622,641.46
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-	1,726,330.24
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	4,283,487.31	3,768,013.60
Q pendingin	-	9,170,398.32
Q reaksi	9,468,698.32	-
Q loss	-	105,062.76
Total	15,536,132.78	15,536,132.78

#### 3. Kondensor Parsial (CDP-01)

Tabel III. 9. Neraca Energi Kondensor Parsial (CDP-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 9 (kJ/jam)	Arus 11 (kJ/jam)	Arus 12 (kJ/jam)
H <sub>2</sub>	141,038.57	100,694.26	-
H <sub>2</sub> O	5,349.49	-	3,817.38
CH <sub>3</sub> COOH	636,094.09	-	301,502.37
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	1,782,095.59	-	1,488,072.11



Skripsi  
 Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
 dari Asetilen dan Asam Asetat  
 Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	3,843,965.43	2,722,970.71	-
Qpendingin	-	6,862,026.13	
Qkond	5,070,539.78	-	-
Total	11,479,082.96	11,479,082.96	

#### 4. Menara Distilasi (MD-01)

Tabel III. 10. Neraca Energi Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	(kJ/jam)	(kJ/jam)
H <sub>2</sub>	-	-
H <sub>2</sub> O	4,485.64	5,838.53
CH <sub>3</sub> COOH	428,472.11	870,174.82
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	1,011,492.98	568,437.37
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	-	-
Qpemanas	1,288,058.56	-
Quap	-	1,288,058.56
Qpendingin	-	1,187,173.99
Qkond	1,187,173.99	-
Total	3,919,683.27	3,919,683.27

#### 5. Evaporator (EV-01)

Tabel III. 11. Neraca Energi *Evaporator* (MD-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 20 (kJ/jam)	Arus 21 (kJ/jam)	Arus 22 (kJ/jam)
H <sub>2</sub>	-	-	-
H <sub>2</sub> O	3,726.75	1450.50	1871.77
CH <sub>3</sub> COOH	42,561.62	-	499315.46
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	361,291.94	35509.26	-
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	-	-	-
Qpemanas	282,946.45	-	
Quap	-	152,379.76	-
Total	690,526.75	690,526.75	



## BAB IV UTILITAS

Utilitas merupakan unit pendukung keberlangsungan proses produksi pada pabrik yang meliputi penyediaan air, listrik, udara tekan, dan *Dowtherm A*.

### IV.1 Kebutuhan Air

Air diperoleh dari Unit Pengolahan Air PT. Berkah Kawasan Manyar Sejahtera, kemudian diolah sehingga memenuhi persyaratan. Adapun spesifikasi air yang diperoleh adalah sebagai berikut:

No.	Parameter	Satuan	Jumlah
1.	pH	-	6-9
2.	Konduktivitas	$\mu$ S	100-200
3.	Total Organic Carbon (TOC)	ppm	1000
4.	Total Dissolved Solid (TDS)	mg/L	88,43
5.	Cu	mg/L	0,0006
6.	Si	mg/L	100
7.	Kekeruhan	NTU	2
8.	Kesadahan	mg/L	35



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Kebutuhan air pendingin yang dibutuhkan pada saat start up :

Tabel III. 1. Kebutuhan air pendingin pada saat start up

Alat Pendingin	Jumlah (kg/jam)
Kondensor Parsial (CDP-01)	82039,23
Kondensor Total (CD-01)	49231,47
Kondensor Total (CD-02)	1904,32
Cooler (CL-01)	2798,57
Cooler (CL-02)	6199,00
Cooler Utilitas (CLU-01)	15473,98
<b>Total</b>	<b>157646,57</b>

Kebutuhan air utilitas yang dibutuhkan tiap jam :

Tabel III. 2. Kebutuhan air utilitas tiap jam

Kebutuhan Air	Jumlah (kg/jam)
Air make up cooling tower	8551,87
Air sanitasi & perkantoran	4550,98
Air hidran & servis	1001,43
<b>Total</b>	<b>14104,27</b>

Kebutuhan air pendingin pada saat start up sebesar 157646,57 kg dan kebutuhan air total sebesar 14104,27 kg/jam. Spesifikasi air yang diperoleh dari unit pengolahan air JIPE adalah sebagai berikut :

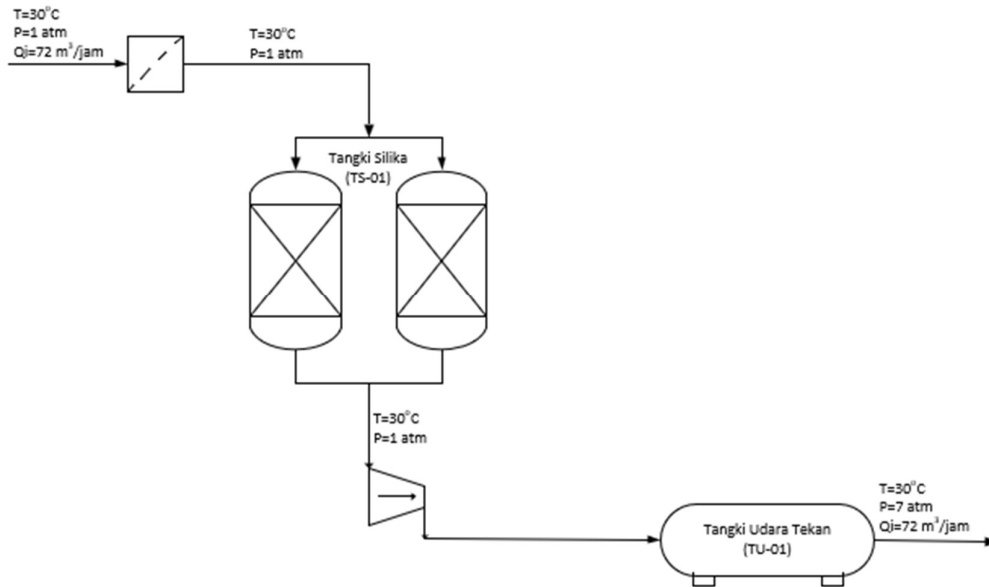
#### IV.2 Kebutuhan Udara Tekan

Udara tekan yang diperlukan untuk penggerak instrumen-instrumen pengendali pada pabrik Vinil Asetat yaitu udara tekan yang bertekanan 7 atm sebanyak 10,615 m<sup>3</sup>/jam.





Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun



Gambar III. 1. Unit Penyedia Udara Tekan

### IV.3 Bahan Bakar

Fuel oil digunakan sebagai bahan bakar cadangan generator dan boiler yang diperoleh dari Pertamina. Bahan bakar generator berupa solar diperlukan sebanyak  $8,76\text{ m}^3/\text{tahun}$ .

### IV.4 Kebutuhan Listrik

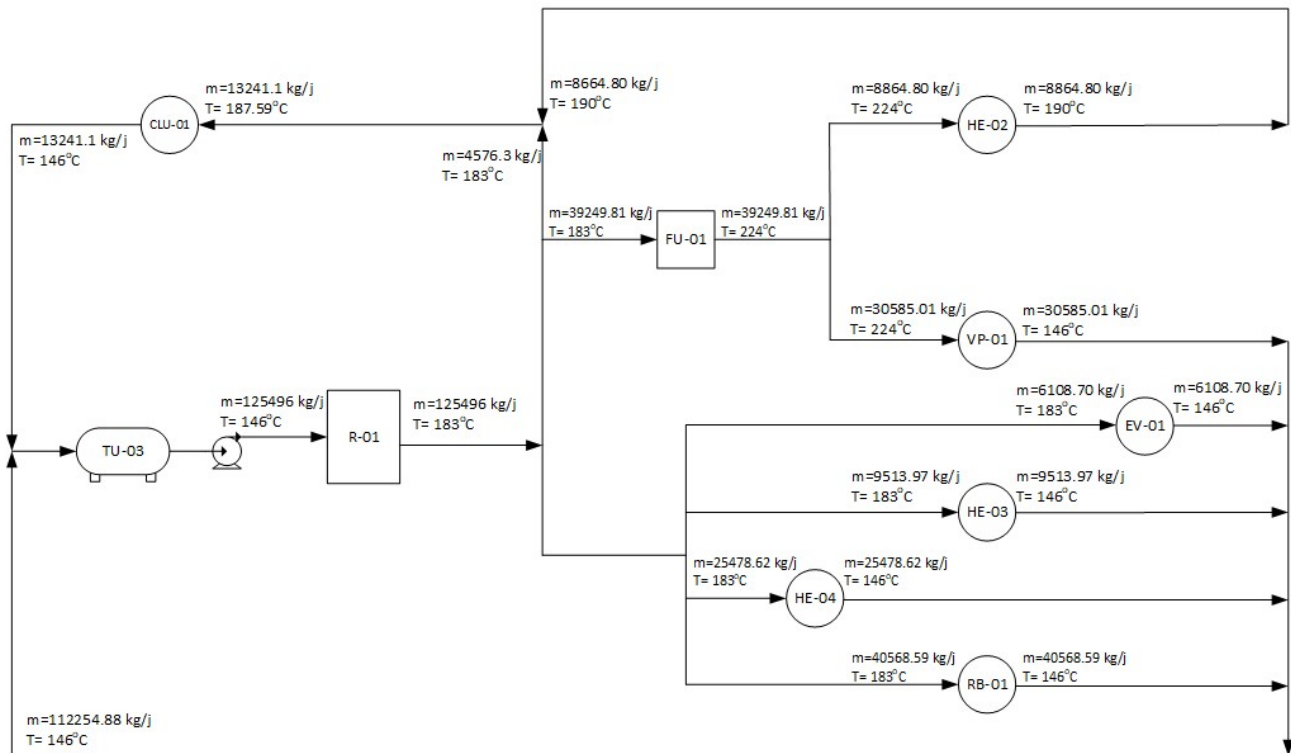
Listrik digunakan untuk menggerakkan motor penggerak pada alat-alat proses seperti pompa, pengaduk dan alat-alat lainnya. Selain itu listrik di pabrik Vinil Asetat juga digunakan untuk penerangan. Daya listrik yang dibutuhkan sebesar  $463,9\text{ kW}$ . Sehingga daya listrik yang terpasang sebesar  $555\text{ kW}$  yang dipenuhi oleh PLN dan juga disediakan generator listrik sebesar  $475\text{ kW}$  sebagai cadangan jika sewaktu-waktu listrik padam atau pasokan listrik dari PLN kurang.



#### IV.5 Dowtherm A

Dowtherm A diperlukan sebagai pemanas Vaporizer (VP-01), Heater 2 (HE-02), Heater 3 (HE-03), Heater 4 (HE-04), Reboiler (RB-01), Evaporator (EV-01) dan Cooler Utilitas (CLU-01). Selain itu dowtherm juga digunakan sebagai pendingin pada Reaktor (R-01) dan Furnace (FU-01). Kebutuhan Dowtherm A sebesar 250992 kg.

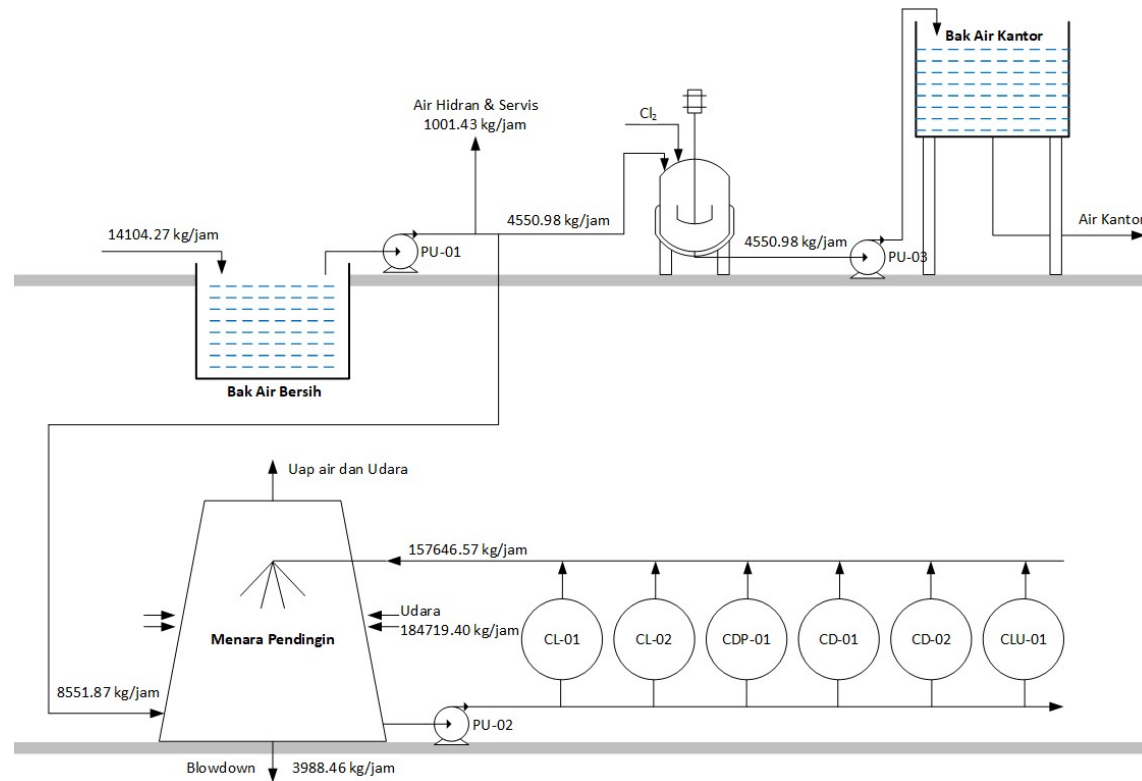
### SIKLUS PEMANAS DOWTHERM A



Gambar III. 2. Siklus Pemanas Dowtherm A



### IV.6 Diagram Alir Pengolahan Air



Gambar III. 3. Diagram Alir Pengolahan Air



## BAB V

### MANAJEMEN PERUSAHAAN

#### V.1 Bentuk Badan Usaha

Bentuk perusahaan yang dipilih adalah Perseroan Terbatas (PT) yang berbentuk badan hukum. Badan hukum ini disebut perseroan sebab modal terdiri dari penjualan saham dan bank. Perseroan terbatas harus didirikan memakai akte autentik. Bentuk perusahaan ini dipimpin oleh direktur yang bertanggung jawab menyangkut kelancaran produksi sedangkan tanggung jawab pemegang saham terbatas dan kekayaannya terpisah dari kekayaan perusahaan.

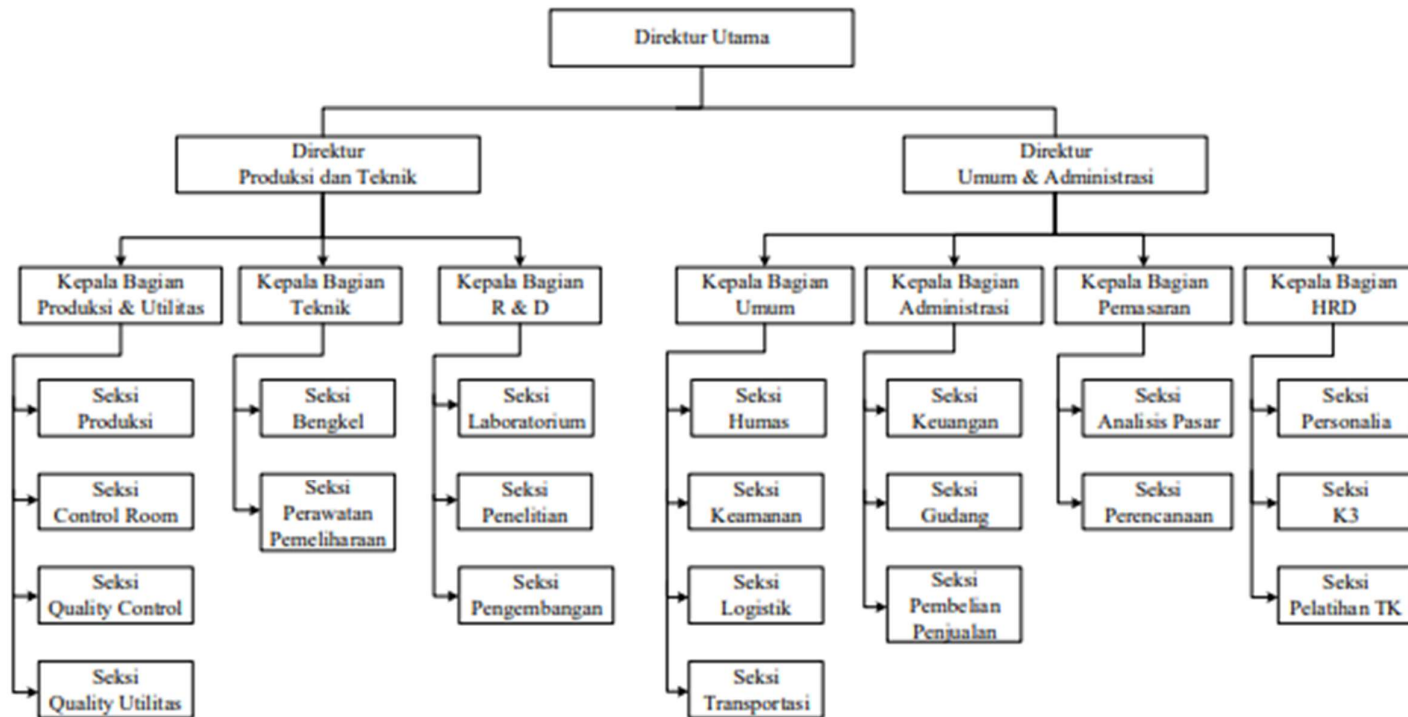
Modal perusahaan yang diperoleh dari penjualan saham-saham, dan bila perusahaan rugi maka pemilik saham hanya akan kehilangan modalnya saja dan tidak menyinggung harta kekayaan pribadi untuk melunasi hutang-hutangnya. Selain itu, kelangsungan perusahaan tidak berpengaruh oleh berhentinya pemegang saham, direksi dan karyawan.

#### V.2 Struktur Organisasi

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. Struktur organisasi perusahaan dapat dilihat pada gambar IV.1.



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun



Gambar IV. 1. Struktur Organisasi Pabrik Vinil Asetat



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

### V.3 Rencana Kerja Karyawan

Pabrik Vinil Asetat direncanakan memiliki pekerja sebanyak 196 orang dan beroperasi selama 24 jam sehari. 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 5 hari dengan jumlah kerja maksimum 40 jam selama seminggu dan selebihnya dihitung sebagai lembur. Dimana lembur untuk hari-hari biasa adalah 1,5 kali jam kerja sedangkan pada hari-hari besar (hari libur) adalah 2 kali jam kerja. Adapun jam kerja untuk karyawan non produksi dapat diatur dengan perincian sebagai berikut:

Hari Senin- Jumat : Jam 08.00 – 17.00 WIB

Hari Sabtu : Libur

Sedangkan untuk jam istirahat diatur sebagai berikut:

Selain hari Jumat : Jam 12.00 – 13.00 WIB

Hari Jumat : Jam 11.30 – 13.00 WIB

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.



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

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 07.00 – 15.00
Shift II	: Pukul 15.00 – 23.00
Shift III	: Pukul 23.00 – 07.00

Tabel IV. 1. Tabel Jumlah Karyawan

<b>Karyawan Non-Shift</b>	100
<b>Karyawan Shift</b>	96
<b>Total</b>	196

Jam kerja shift berlangsung selama 8 jam sehari dan mendapat pergantian shift setiap 4 hari. Karyawan shift bekerja dengan sistem 3 hari kerja, 1 hari libur. Pada Hari Minggu dan hari libur hari besar semua karyawan shift tidak libur. Sedangkan tempat-tempat khusus, seperti bagian keamanan, bagian proses kontrol, dan utilitas juga dilakukan pembagian kerja yang diatur dalam pembagian shift seperti yang telah diatur di atas dan seluruh karyawan mendapat cuti selama 12 hari tiap tahunnya.



Tabel IV. 2. 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: I, II, III = jadwal *shift*  
 A, B, C, D = kelompok kerja *shift*  
 = libur

#### V.4 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





Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

### V.5 Fasilitas dan Jaminan Sosial

Sebagai sarana kesejahteraan, maka kepada seluruh karyawan pabrik disamping menerima gaji perbulannya, juga diberikan jaminan sosial sebagai berikut:

1. Tunjangan istri / suami sebesar 25% dari gaji pokok
2. Tunjangan anak sebesar 2 % dari gaji pokok
3. 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, yaitu sebagai berikut:

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



## BAB VI

### EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi digunakan sebagai dasar pengambilan keputusan apakah pabrik layak untuk didirikan atau tidak. Selain dari itu untuk mengetahui apakah modal yang ditanamkan dapat kembali pada jangka waktu tertentu atau tidak, dengan demikian dapat diketahui apakah pabrik ini menarik atau tidak bagi investor.

#### VI.1 Investasi Modal

a. *Fixed Capital Investment*

*Fixed Capital Investment* adalah investasi untuk mendirikan fasilitas produksi dan pembuatannya. *Fixed Capital Investment* pabrik Vinil Asetat sebesar \$ 16.831.782 dan Rp. 714.332.404.669

b. *Working Capital*

*Working Capital* adalah investasi yang diperlukan untuk menjalankan usaha atau modal dari suatu pabrik dalam waktu tertentu. Pabrik Vinil Asetat memiliki *Working Capital* sebesar Rp. 393.226.349.083

#### VI.2 Biaya Produksi

a. *Manufacturing Cost*

*Manufacturing Cost* adalah biaya yang berhubungan langsung dengan proses produksi. Nilai *Manufacturing Cost* sebesar Rp. 1.022.886.846.984

b. *General Expenses*

*General Expenses* adalah pengeluaran umum pabrik yang tidak berhubungan langsung dengan proses produksi, seperti biaya administrasi, laboratorium dan *research*. *General Expenses* sebesar Rp. 393.226.349.083



### VI.3 Harga Jual Produk

Harga jual produk ditentukan dari harga dasar dan keuntungan yang ingin diperoleh. Harga dasar produk Vinil Asetat \$ 1,56/kg, ditentukan harga jual produk Vinil Asetat sebesar \$ 2,05 /kg.

### VI.4 Analisis Kelayakan

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

*Return On Investment* merupakan perkiraan keuntungan yang dapat diperoleh setiap tahun berdasarkan pada kecepatan pengembalian modal tetap yang diinvestasikan.

- ROI sebelum pajak = 45,48%
- ROI sesudah pajak = 29,56%

#### 2. *Pay Out Time* (POT)

*Pay out time* adalah waktu maksimum yang dibutuhkan secara terorisitas untuk pengembalian modal tetap yang ditanamkan, atas dasar keuntungan setiap tahun setelah ditambah penyusutan.

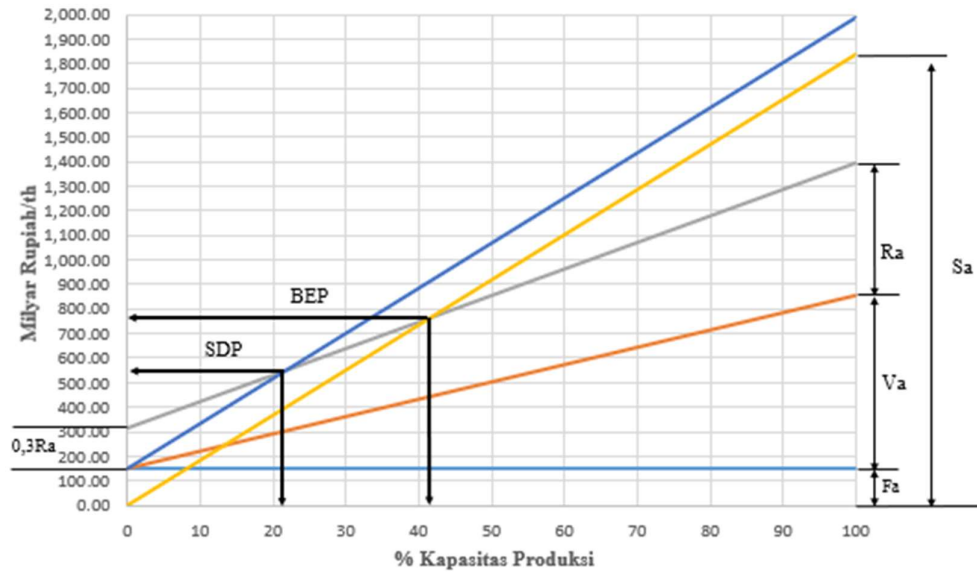
- POT sebelum pajak = 1,80 tahun
- POT sesudah pajak = 2,53 tahun

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

*Break Even Point* adalah kondisi dimana pabrik hanya mampu menjual % kapasitas produksi yang dimaksud dan hasil penjualan yang diperoleh hanya mampu untuk membayar biaya pengeluaran total sehingga pabrik dikatakan tidak untung maupun tidak rugi. Diperoleh BEP pada 41,01% kapasitas produksi.



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun



Gambar V. 1. Grafik BEP dan SDP

Keterangan:

$F_a$  : *Fixed Annual Cost*

$S_a$  : *Sales Annual*

$R_a$  : *Regulated Annual Cost*

$V_a$  : *Variable Annual Cost*

4. *Shut Down Point (SDP)*

*Shut Down Point (SDP)* 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 21,56% kapasitas produksi.

5. *Discounted Cash Flow (DCF)*

*Discounted Cash Flow* merupakan besarnya perkiraan keuntungan yang diperoleh setiap tahun, didasarkan pada jumlah investasi yang tidak kembali pada setiap tahun selama umur ekonominya. DCF yang diperoleh sebesar 31,72%.



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

Tabel V. 1. Parameter Kelayakan Ekonomi

Analisis	Hasil	Tolak Ukur
ROI	45,48 %	> 44% (High risk)
POT	1,80 tahun	< 2 tahun (High risk)
BEP	41,01 %	40 % - 60 %
SDP	21,56 %	< BEP
DCFR	31,72 %	> bunga bank investasi (10 %)

Ditinjau dari aspek teknis yang meliputi pengadaan alat-alat produksi penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi dan berdasarkan evaluasi ekonomi pabrik Vinil Asetat masuk ke dalam kategori *high risk* dengan nilai POT dan ROI yang memenuhi parameter di atas.



Skripsi  
Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat  
dari Asetilen dan Asam Asetat  
Kapasitas 60.000 Ton/Tahun

---

### KESIMPULAN

Berdasarkan prarancangan pabrik kimia Vinil Asetat dari Asetilen dan Asam Asetat dengan kapasitas 60.000 Ton/Tahun dapat disimpulkan bahwa:

1. Ditinjau dari teknik yang meliputi pengadaan alat-alat produksi, penerapan teknologi, bahan baku, proses produksi, hasil produksi, dan tenaga kerja, maka pabrik Vinil Asetat dengan kapasitas produksi 60.000 ton/tahun beroperasi selama 24 jam selama 330 hari selama satu tahun dengan jumlah tenaga kerja sebanyak 194 orang.
2. Ditinjau dari segi ekonomi, pabrik Lauril Sulfat memerlukan *Fixed Capital Investment* sebesar \$ 16.831.782 dan Rp. 714.332.404.669 dengan *Working Capital* sebesar Rp. 393.226.349.083 Analisis ekonomi pabrik selulosa asetat menunjukkan nilai ROI sebelum pajak sebesar 45,48% dan ROI sesudah pajak sebesar 29,56%. Nilai POT sebelum pajak sebesar 1,80 tahun dan POT sesudah pajak sebesar 2,53 tahun. BEP sebesar 41,01% kapasitas produksi dan SDP sebesar 21,56% kapasitas produksi serta nilai DCF sebesar 31,72%. Maka pabrik layak didirikan.

## DAFTAR PUSTAKA

- Alibaba, 2022, Data Harga untuk Bahan Baku dan Produk
- Aries, Robert S., and Robert D. Newton. 1955. *Chemical Engineering Cost Estimation*. New York: McGraw-Hill Inc., New York. pp 30-174
- ASME Section VIII Div. I. *General Requirements For All Methods Of Construction And All Materials*. pp 27-30
- Badan Pusat Statistika Indonesia. *Statistik Perdagangan Luar Negeri*. BPS RI. Jakarta.
- Brownell, L. E., and Young, E. H. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley & Sons, Inc., pp 87, 253-254, 346
- Cornelissen, A.E., Valstar, J.M., van den Berg, P.J. and Janssen, F.J. (1975), *Kinetics of the Vinyl Acetate Synthesis From Acetylene and Acetic Acid with a Zinc Acetate Catalyst*. Recl. Trav. Chim. Pays-Bas, 94: 156-163.
- Coulson, J. M., and Richardson, J. F., 2005, *Chemical Engineering*, 6th vol., 4<sup>th</sup> ed., Butterworth – Heinmann, Britain: UK. pp. 221
- Evans, Frank L., 1974, *Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants*, Vol. 2, 2nd ed., Gulf Publishing Company, Texas. pp 154-155
- Geankoplis, Christie J., 1993, *Transport Processes and Unit Operations*, Ed III, Printed in the United States of America, pp. 527-528.
- ICIS, 2008, *Chemical Profile Vinyl Acetate Monomer*, European.
- Kern, D.Q., 1965, *Process Heat Transfer*, McGraw-Hill Corp., New York. pp.79, 225-226, 834, 838, 842-844
- Kirk, R. E. and Othmer, D.F. 1985. *Kirk-Othmer Concise encyclopedia of chemical technology*. Wiley. New York.
- Kister, H. Z., 1991. *Distillation Operation*, McGraw Hill, New York. pp. 84, 86, 93
- Ludwig, E.E., 1997, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, vol. 1, 3rd ed., Gulf Publishing Company Book Division, Houston. pp. 87

- Ludwig, E.E., 2001, *Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants*, vol. 3, 3rd ed., Gulf Publishing Company, Houston, Texas. pp. 624, 628.
- Lyons J., and Charles W. White. 2002. *Proses Equipment Cost Estimantion Final Report*. National Energy Technology Lab., Morgantown, WV
- Megyesy, E. F., 1997, *Pressure Vessel Handbook*, 10th ed., Pressure Vessel Inc., USA. pp. 16-17
- Perry, Robert H., and Don W. Green. 1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook 7<sup>th</sup> edition*. New York: McGraw-Hill Companies, Inc.
- Perry, R. H., and Chilton, C.H., 2008, *Chemical Engineer Handbook*, 8th ed., McGraw – Hill Inc., Tokyo. pp. 10-78
- Peters, M. S., and Timmerhaus, K. D., 1991, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 4th ed., McGraw-Hill Book Co., Singapore. pp. 521
- Peters, M.S., Timmerhaus, K.D., and West, R.E., 2003, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers*, 5th ed., Mc-Graw Hill, New York. pp. 501
- Rase, H.F., 1963, *Piping Design for Process Plant*, John Wiley & Sons, New York. pp. 49
- Rase, H.F., and Barrow M.H., 1957. *Project Engineering of Process Plants*, Willey and Sons, Inc, New York.
- Sanda. 2012. Disain Blower dan Cerobong Untuk Membuang Limbah Bau dan Ozon Iradiator Gamma 500 kCi. *Jurnal Teknologi Pengelolaan Limbah (Journal of Waste Management Technology)*, Volume 15 Nomor 1. pp. 45
- Science lab, 2013, MSDS
- Smith, J.M. and Van Ness, H.C., 1987, “Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics”, 4th ed., McGraw-Hill Book Co., New York, pp. 532.
- Sularso, Tahara, H., 2000, *Pompa dan Kompresor: Pemilihan, Pemakaian, dan Pemeliharaan*, PT. Pradnya Paramita: Jakarta. pp. 5, 44-46



Towler, Gavin., and Ray Sinnott., 2008, “Chemical Engineering Design – Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design”, Elsevier, Inc., London. pp. 625, 720-730, 797,805, 847, 982, 986

Van Winkle, Mathew. 1967. *Distillation*. Mc.Graw Hill Book Company. pp. 291

Walas, M.S. 1988. *Chemical Process Equipment*. Butterworth Publisher. Boston.

White, Frank M., 1997, “Fluid Mechanics”, 4th ed., Mc Graw-Hill Inc., New York. pp. 349

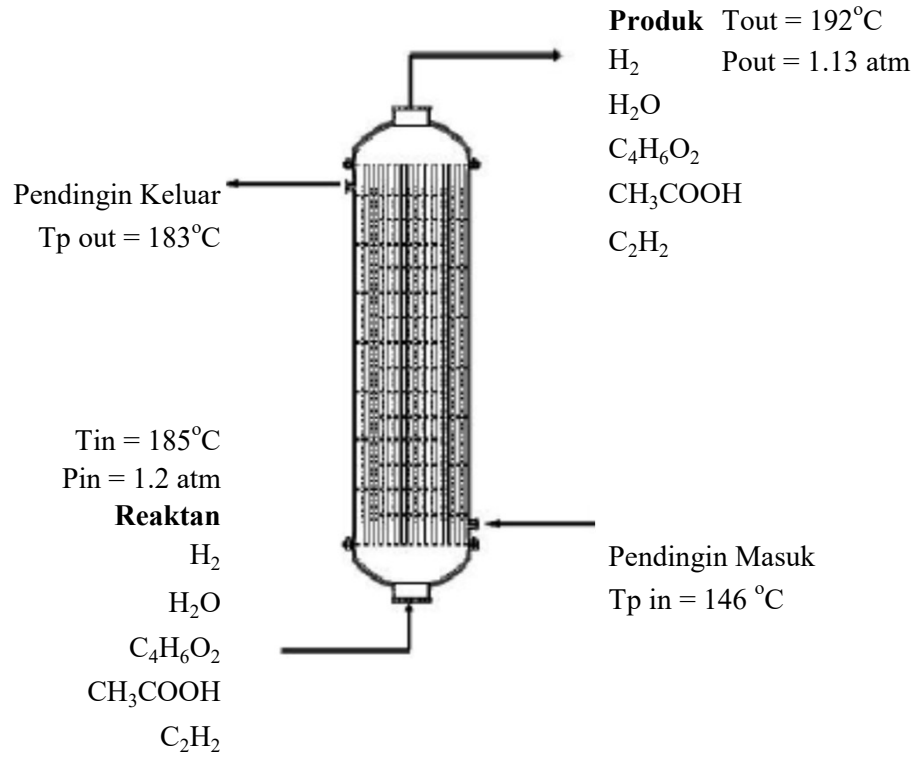
Yaws Carl. L. (1999). *Chemical Properties Handbook*. McGraw-Hill Companies, Inc. NewYork, pp. 30-82, 109-134, 159-238, 314-339, 452-55

<https://www.chemengonline.com> diakses pada Juni 2022

# LAMPIRAN

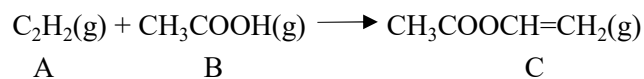
## REAKTOR (R-01)

Tugas : Mereaksikan Asetilen dengan Asam Asetat menjadi Vinil Asetat  
 Jenis : Reaktor *Fixed Bed Multitube*  
 Fase : Gas  
 Kondisi operasi : Suhu (T) = 185-192 °C  
                           Tekanan (P) = 1.2-1.13 atm  
 Pendingin : Dowtherm A  
 Katalis : Zink Asetat



**Gambar 1.** Reaktor Fixed Bed Multitube

Reaksi :



**Data-data komponen dalam reaktor**

Data kondisi operasi :

Suhu = 458 K (185 °C)

Tekanan = 1.2 atm

Data komponen masuk reaktor :

**Tabel 1.** Jumlah masing-masing komponen masuk reaktor

Komponen	Rumus kimia	Simbol	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)
Hidrogen	H <sub>2</sub>	D	28.54	57.52
Air	H <sub>2</sub> O	E	0.92	16.55
Vinil Asetat	C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	C	0.00	0.00
Asam Asetat	CH <sub>3</sub> COOH	B	137.51	8,257.55
Asetilen	C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	A	550.05	14,323.18

**Tabel 2.** Stoikiometri

Komponen	Masuk Reaktor	Terbentuk	Keluar Reaktor
Hidrogen	FD0	-	FD0=FD0
Air	FE0	-	FE0=FE0
Vinil Asetat	FC0	FB0.XB	FC=FC0+FB0.XB
Asam Asetat	FB0	-FB0.XB	FB=FB0(1-XB)
Asetilen	FA0	-FB0.XB	FE=FE0-FB0.XB

Perbandingan mol D terhadap E pada umpan reaktor (Kirk Othmer, 1965) adalah 1:4

**Data Fisis**

Data BM dan panas pembentukan

Komponen	BM (kg/kmol)	$\Delta H_{f298}$ (kJ/kmol)
Vinil Asetat	86.09	226.73
Asam Asetat	60.05	-434.84
Asetilen	26.04	-315.7

(Yaws, 1997)

Kapasitas panas fase gas :

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

Dimana :

C<sub>p</sub> = Kapasitas panas (J/mol.K)

A,B,C,D,E = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

**Tabel 3.** Data kapasitas panas

Komponen	C <sub>pA</sub>	C <sub>pB</sub>	C <sub>pC</sub>	C <sub>pD</sub>	C <sub>pE</sub>
Hidrogen	25.40	2.02E-02	-3.85E-05	3.188E-08	-8.76E-12
Air	33.93	-8.42E-03	2.99E-05	-1.7825E-08	3.69E-12
Vinil Asetat	27.66	2.34E-01	6.21E-05	-1.697E-07	5.79E-11
Asam Asetat	34.85	3.76E-02	2.83E-04	-3.077E-07	9.26E-11
Asetilen	19.36	1.15E-01	-1.24E-04	7.237E-08	-1.66E-11

(Yaws, 1997)

Viskositas fase gas :

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

Dimana :

$\mu_{\text{gas}}$  = Viskositas gas (micropoise)

A,B,C = Konstanta

T = Suhu operasi (K)

**Tabel 4.** Data viskositas gas

Komponen	A	B	C
Hidrogen	27.76	2.12E-01	-3.28E-05
Air	-36.83	0.429	-1.62E-05
Vinil Asetat	-7.462	0.30466	-5.75E-05
Asam Asetat	-28.66	0.235	2.21E-04
Asetilen	-11.557	0.42363	-1.42E-04

(Yaws, 1997)

Kinetika reaksi:

Dari literatur dengan judul “*Kinetics of the Vinyl Acetate Synthesis from Acetylene and Acetic Acid with a Zinc Acetate Catalyst*” karya A.E. Cornelissen dkk pada tahun 1975.

Diketahui laju reaksi :

$$r = \frac{k \cdot P_A}{1 + K_1 \cdot P_B + K_3 \cdot P_C}$$

Dimana :

$$k = k_{\infty} \exp(-E/RT)$$

$$K_1 = \exp(3,8 \cdot 10^3/T - 8,6) \text{ atm}^{-1}$$

$$K_3 = \exp(-8,4 \cdot 10^3 + 20,4) \text{ atm}^{-1}$$

dengan,

$$k_{\infty} = 5,08 \cdot 10^3 \text{ ((kgcat.sec.atm)}^{-1})$$

$$E = 20,3 \cdot 10^3 \text{ (kcal/kmol)}$$

$$T = \text{suhu absolut (K)}$$

$$r = \text{laju reaksi pembentukan (kmol VA/kgcat.sec)}$$

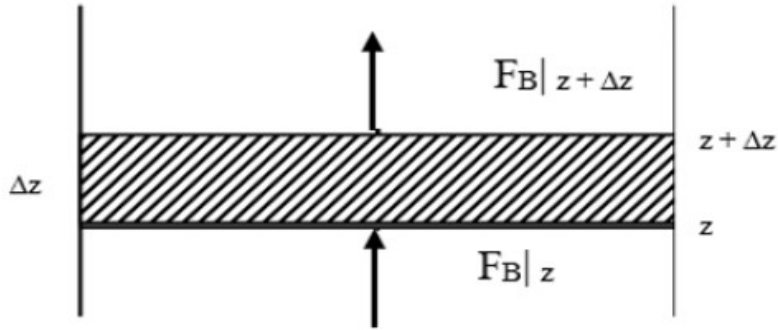
## LANGKAH PENYUSUNAN REAKTOR

1. Penyusunan model matematika
2. Menentukan jumlah pipa dalam reaktor sebagai data pendukung
3. Penyelesaian persamaan matematis
4. Perhitungan pelengkap
5. Perhitungan neraca panas overall

Asumsi-asumsi dalam sistem reaktor :

1. Steady state
2. Gas dianggap mengikuti persamaan gas ideal
3. Aliran plug flow, tidak ada gradien kearah radial
4. Perpindahan kalor berlangsung dari dalam ke arah luar
5. Fluida mengalir di dalam reaktor dengan kecepatan sama dan tetap

### Penyusunan permaaan matematis

1. Neraca massa komponen  $\text{CH}_3\text{COOH}$  pada elemen volume  $\Delta v$ **Gambar 2.** Laju alir komponen  $\text{CH}_3\text{COOH}$  pada elemen volume

Neraca massa pada keadaan steady state :

Rate of Input – Rate of Output + Rate of Reaction = Rate of Accumulation

$$(F_B|_z - F_B|_{z+\Delta z}) + (r'_B) \cdot \Delta W = 0$$

$$(F_B|_z - F_B|_{z+\Delta z}) = (-r'_B) \cdot \Delta W$$

$$\lim_{\Delta W \rightarrow 0} \frac{(F_B|_z - F_B|_{z+\Delta z})}{\Delta W} = (-r'_B)$$

$$- \frac{dF_B}{dW} = (-r'_B)$$

Dimana :

$$F_B = F_{B0} \cdot (1 - X_B)$$

$$dF_B = -F_{B0} \cdot dX_B$$

$$W = \rho_b \cdot V$$

$$dW = \rho_b \cdot dV$$

$$dV = \frac{\pi}{4} (D_i)^2 \cdot N_t \cdot dz$$

$$dW = \frac{\pi}{4} \rho_b \cdot (D_i)^2 \cdot N_t \cdot dz$$

Sehingga :

$$\frac{4 \cdot F_{B0} \cdot dX_B}{\rho_b \cdot \pi \cdot (D_i)^2 \cdot N_t \cdot dz} = (-r'_B)$$

$$r' = (-r'_B)$$

$$\frac{dX_B}{dz} = \frac{\rho_b \cdot \pi \cdot (D_i)^2 \cdot N_t}{4 \cdot F_{B0}} (r') \dots (1)$$

Dimana :

$F_{B0}$  = Kecepatan mol asam asetat mula-mula (Kmol/Jam)

$r$  = Laju reaksi (kmol VA/kgcat.sec)

$z$  = Tinggi tumpukan katalis (m)

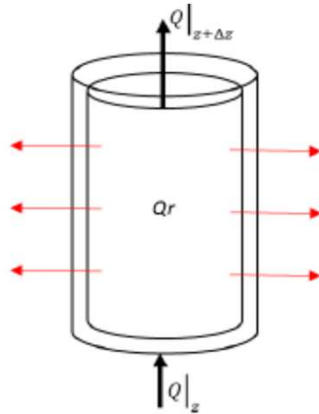
$D_i$  = Diameter dalam tube (m)

$N_t$  = Jumlah tube

$\rho_b$  = Densitas bulk katalis ( $\text{kg/m}^3$ )

$$\frac{dX_B}{dz} = \text{Perubahan konversi per tinggi tumpukan katalis (1/m)}$$

2. Neraca panas dalam elemen volume  $\Delta V$



**Gambar 3.** Neraca panas dalam elemen volume  $\Delta V$

Laju Panas Masuk - Laju Panas Keluar + Panas Generasi + Panas Transfer

= Panas Akumulasi

$$[\sum F_i C_{p_i} (T - T_r)|_z] - [\sum F_i C_{p_i} (T - T_r)|_{z+\Delta z}] + Q_R + Q_P = 0$$

Dimana :

$$Q_R = (r'_B) \cdot (\Delta H_r) \cdot \Delta w$$

$$\Delta w = \frac{\pi}{4} \rho_b (D_i)^2 \cdot N_t \cdot dz$$

$$Q_R = (r'_B) \cdot (\Delta H_r) \cdot \frac{\pi}{4} \rho_b (D_i)^2 \cdot N_t \cdot dz$$

$$Q_P = U_D \cdot A \cdot (T_p - T) \cdot \Delta z$$

$$A = \pi \cdot D_o \cdot N_t \cdot \Delta z$$

$$Q_P = U_D \cdot \pi \cdot D_o \cdot N_t \cdot (T_p - T) \Delta z$$

Sehingga:

$$[\sum F_i C_{p_i} (T - T_r)|_z] - [\sum F_i C_{p_i} (T - T_r)|_{z+\Delta z}] = -Q_R - Q_P$$

$$[\sum F_i C_{p_i} (T - T_r)|_z] - [\sum F_i C_{p_i} (T - T_r)|_{z+\Delta z}] = -(r'_B) \cdot (\Delta H_r) \cdot \frac{\pi}{4} \rho_b (D_i)^2 \cdot N_t \cdot dz - U_D \cdot \pi \cdot D_o \cdot N_t \cdot (T_p - T) \Delta z$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \left[ \frac{(T - T_r)|_z - (T - T_r)|_{z+\Delta z}}{\Delta z} \right] = - \frac{(r'_B) \cdot (\Delta H_r) \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot N_t \cdot \rho_b}{4 \cdot \sum F_i \cdot C_{p_i}} - \frac{U_D \cdot \pi \cdot D_o \cdot N_t \cdot (T_p - T)}{\sum F_i \cdot C_{p_i}}$$

$$\frac{-dT}{dz} = \frac{(r'_B) \cdot (\Delta H_r) \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot N_t \cdot \rho_b}{4 \cdot \sum F_i \cdot C_{p_i}} - \frac{U_D \cdot \pi \cdot D_o \cdot N_t \cdot (T_p - T)}{\sum F_i \cdot C_{p_i}}$$

$$\frac{dT}{dz} = \left[ \frac{(r'_B) \cdot (\Delta H_r) \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot N_t \cdot \rho_b + 4 \cdot U_D \cdot \pi \cdot D_o \cdot N_t \cdot (T_p - T)}{4 \cdot \sum F_i \cdot C_{p_i}} \right]$$

Dimana :

$$r' = (-r'_B)$$

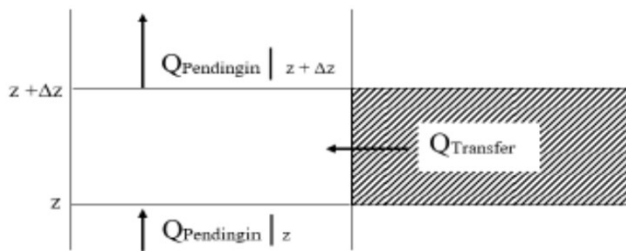
Sehingga:

$$\frac{dT}{dz} = \left[ \frac{(r') \cdot (\Delta H_r) \cdot \pi \cdot D_i^2 \cdot \rho_b + 4 \cdot U_D \cdot \pi \cdot D_o \cdot (T_p - T)}{4 \cdot \sum F_i \cdot C_{p_i}} \right] \dots (2)$$

Keterangan :

- $F_i$  = Laju alir molar komponen i (Kmol/Jam)  
 $C_{pi}$  = Kapasitas panas komponen i (KJ/Kmol .K)  
 $r'$  = Laju reaksi (kmol VA/kgcat.sec)  
 $U_D$  = Koefisien transfer panas overall (kJ/jam.m<sup>2</sup>.K)  
 $T$  = Suhu fluida (K)  
 $T_r$  = Suhu referensi (K)  
 $A$  = Luas transfer panas dinding luas per satuan panjang (m<sup>2</sup>)  
 $T_p$  = Suhu pendingin (K)  
 $z$  = Tinggi tumpukan katalis (m)  
 $Do$  = Diameter luar tube (m)  
 $\frac{dT}{dz}$  = Perubahan suhu per tinggi tumpukan katalis

### 3. Neraca panas pendingin pada elemen volume $\Delta V$



**Gambar 4.** Skema transfer panas pada reaktor

Neraca panas pendingin pada elemen volume dalam keadaan steady state : Pendingin yang digunakan dowtherm A. Aliran pendingin di dalam reaktor searah dengan aliran gas.

Laju Panas Masuk – Laju Panas Keluar + Panas Generasi = Laju Panas Akumulasi

$$[F_p.C_{pp}.(T_p-T)|z] - [F_p.C_{pp}.(T_p-T)|z+\Delta z] + Q_p=0$$

$$F_p.C_{pp}. [(T_p-T)|z-(T_p-T)|z+\Delta z] = -U_D.\pi.Do. Nt.(T-T_p).\Delta z$$

$$\lim_{\Delta z \rightarrow 0} \left[ \frac{(T_p-T)|z-(T_p-T)|z+\Delta z}{\Delta z} \right] = \frac{-U_D.\pi.Do.Nt.(T-T_p)}{F_p.C_{pp}}$$

$$\frac{-dT_p}{dz} = \frac{-U_D.\pi.Do.Nt.(T-T_p)}{F_p.C_{pp}}$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D.\pi.Do.Nt.(T-T_p)}{F_p.C_{pp}} \dots(3)$$

Keterangan :

- $F_p$  = Laju alir mol pendingin (kmol/jam)  
 $C_{pp}$  = Kapasitas panas pendingin (kJ/kmol .K)  
 $U_D$  = Koefisien transfer panas overall (kJ/jam.m<sup>2</sup>.K)  
 $Do$  = Diameter luar tube (m)  
 $T_p$  = Suhu pendingin (K)  
 $T$  = Suhu gas (K)  
 $Nt$  = Jumlah tube

### 4. Penurunan Tekanan

Penurunan tekanan gas yang mengalir di dalam pipa yang berisi katalis dapat dihitung dengan persamaan :

$$\frac{dP_t}{dz} = - \frac{1}{101325.(3600)^2} \frac{f.G^2}{\rho_{mix}.dp.gc} \dots(4)$$

Dimana :



$$f = \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \left[ 1.75 + 150 \left( \frac{1-\varepsilon}{Re} \right) \right]$$

$$Re = \frac{dp \cdot G}{\mu}$$

$$G = \frac{4 \cdot f_{massa}}{\pi \cdot Di^2 \cdot Nt}$$

Keterangan :

- $f_{massa}$  = Laju alir massa total gas (kg/jam)  
 $dp$  = Diameter katalis (m)  
 $G$  = Flux massa (kg/m<sup>2</sup>.jam)  
 $\rho$  = Densitas gas (kg/m<sup>3</sup>)  
 $Re$  = Bilangan Reynold  
 $\varepsilon$  = Porositas katalis  
 $f$  = Friksi  
 $gc$  = konstanta gravitasi (m/s<sup>2</sup>)

Dari pemodelan matematis diatas, diperoleh persamaan:

$$\frac{dX_B}{dz} = \frac{\rho_k \cdot \pi \cdot (Di)^2 \cdot Nt}{4 \cdot F_{B0}} (-r') \dots (1)$$

$$\frac{dT}{dz} = \left[ \frac{(r') \cdot (\Delta Hr) \cdot \pi \cdot Di^2 \cdot \rho_b + 4 \cdot U_D \cdot \pi \cdot Do \cdot (T_p - T)}{4 \cdot \Sigma F_i \cdot C_{pi}} \right] \dots (2)$$

$$\frac{dT_p}{dz} = \frac{U_D \cdot \pi \cdot Do \cdot Nt \cdot (T - T_p)}{F_p \cdot C_{pp}} \dots (3)$$

$$\frac{dP_t}{dz} = \frac{1}{101325 \cdot (3600)^2} \frac{f \cdot G^2}{\rho_{mix} \cdot dp} \dots (4)$$

Selanjutnya persamaan differensial simultan tersebut diatas diselesaikan dengan Scilab dengan metode Runge-Kutta.

### **Persamaan pendukung**

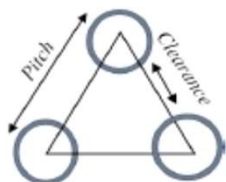
#### 1. Ukuran pipa

Dipilih ukuran pipa yang digunakan pada reaktor ini berkisar antara 1" sampai 2" (Rase, 1977). Maka dipilih pipa 2" IPS dengan bilangan Schedule No. 40 dengan spesifikasi sebagai berikut:

- Diameter dalam (Id) = 2.067 in  
 Diameter luar (Od) = 2.38 in

#### 2. Susunan pipa

Dipilih susunan triangular untuk menyusun pipa dalam reaktor supaya turbulensi yang terjadi pada aliran fluida dalam shell menjadi besar, sehingga akan memperbesar koefisien perpindahan panas konveksi:



**Gambar 5.** Susunan pipa triangular

## 3. Jumlah pipa

Untuk susunan triangular, jumlah pipa dihitung dengan persamaan:

$$np = \frac{[(Ids-K_1)^2 \cdot (\pi/4) + K_2] - \text{pitch}(Ids-K_1)(K_3 \cdot n_{\text{pass}} + K_4)}{1,233 \text{ pitch}^2}$$

**Tabel 5.** Nilai Konstanta  $K_1, K_2, K_3, K_4$ 

Konstanta	Susunan Triangular
K1	-1.08
K2	-0.90
K3	0.69
K4	-0.80

(Ludwig, 2001)

Untuk susunan triangular, Jarak antar baffle dihitung dengan persamaan:

$$Bs = \frac{Ids}{5} \quad (\text{Kern, 1965})$$

Dimana :

$Bs$  = Jarak antar *baffle* (m)

$Ids$  = Diameter dalam selongsong (m)

Untuk susunan triangular, Luas aliran dalam selongsong dihitung dengan persamaan :

$$As = \frac{Ids \times Bs \times CI}{\text{pitch}} \quad (\text{Sinnott, 2008})$$

Dimana :

$As$  = Luas aliran dalam selongsong ( $M^2$ )

$CI$  = Jarak pitch-OD (m)

## 4. Koefisien perpindahan kalor gabungan

Dipilih berdasarkan Coulson & Richardson's Chemical Engineering. Vol. 6, Chemical Engineering Design, 4th Ed untuk koefisien perpindahan kalor gabungan antara Dowtherm (Cold Fluid) dan Gases (Hot Fluid) berkisar antara 20-200 ( $W/m^2 \cdot ^\circ C$ ).

## 5. Data-data dalam reaktor

## a. Kondisi media pendingin

Sifat fisis dowtherm diperoleh dari CHEMCAD.

$$Cp = (143437 + 372.894 \cdot Tp + 0.111497 \cdot Tp^2) \text{ (kJ/kmol.K)}$$

Laju alir massa dowtherm  $A$  yang diperlukan dihitung dengan cara trial melalui Scilab hingga diperoleh suhu operasi reaktor berkisar antara suhu 413K – 452K.

## b. Data katalis

Sebagai katalis, dipakai Zink Asetat

$$\text{Diameter} = 0.005 \text{ m}$$

$$\text{Porositas} = 0.6$$

$$\text{Bulk Density} = 900.0 \text{ kg/m}^3$$

## 6. Penyelesaian persamaan matematik

Persamaan matematis diselesaikan dengan metode Runge Kutta dimana penjabaran sebagai berikut:

$$zn+1 = zn + \Delta z$$

$$X_{Bn+1} = X_{Dn} + \frac{\Delta z}{6} (k_1 + 2.k_2 + 2.k_3 + k_4)$$

$$T_{n+1} = T_n + \frac{\Delta z}{6} (l_1 + 2.l_2 + 2.l_3 + l_4)$$

$$TP_{n+1} = TP_n + \frac{\Delta z}{6} (m_1 + 2.m_2 + 2.m_3 + m_4)$$

$$P_{n+1} = P_n + \frac{\Delta z}{6} (n_1 + 2.n_2 + 2.n_3 + n_4)$$

Dimana :

k, l, m, dan n = Konstanta Rungge Kutta

### PROGRAM REAKTOR FIXED BED MULTITUBE (SCILAB)

```
clc;clear;clf;
//Perhitungan reaktor fixed bed reaksi eksotermis
//Metode runge-kutta
//Non-isothermal Non-Adiabatis
//Komponen :
//A =Hidrogen =H2
//B =Air =C
//C =Vinil Asetat =D
//D =Asam Asetat =B
//E =Asetilen =A

//BERAT MOLEKUL
BMA=2.0157; //Kg/Kmol
BMB=18; //Kg/Kmol
BMC=86.09; //Kg/Kmol
BMD=60.05; //Kg/Kmol
BME=26.04; //Kg/Kmol

//Delta Hf298
deltahft=-107590; //KJ/Kmol

//laju mol komponen
FA0 = 28.54; //Kmol/Jam
FBO = 0.92; //Kmol/Jam
FCO = 0.92; //Kmol/Jam
FDO = 137.51; //Kmol/Jam
FEO = 550.05; //Kmol/Jam
FT0 = FA0+FBO+FCO+FDO+FEO; //Kmol/Jam

//KATALIS Zink Asetat
RhoB =900; //bulk density (kg/m3)
dp =0.005; //diameter partikel katalis (m)
//data tambahan pipa 2 IPS
Di=0.052502; //diameter dalam tube (m)
Do=0.060452; //diameter luar tube (m)
pi=22/7; //phi (3,14)
At=(pi*Di^2)/4; //luas penampang tube reaktor (m2)
Nt=3000; //banyak tube (3000-20000)

//kinetik
x1 =0; //konversi mula-mula
z0 =0; //tinggi bed mula-mula (m)
T =185+273; //suhu reaksi mula-mula (K)
Tp =146+273; //Suhu pendingin masuk (K)
```

```

Ud =25*3.15; //koefisien perpindahan panas design overall (Kj/m^2-jam-K)
P =1.2; //tekanan reaksi mula-mula (atm)
dz=0.1;
h =dz;
z =0;
R=1.987; //kkal/kmol.K

//Data Pressure Drop
poro=0.6; //void fraction
fmassa=22734.42; //laju alir massa masuk reaktor (Kg/jam)
Gt=fmassa/(At*Nt); //Fluks massa (Kg/m2jam)
Rp=0.082; //m^3.atm/Kmol.K

//Data Pendingin Dowterm-A
fp=756; //Kmol/jam

//Membuat Tampilan
disp('=====')
disp('----Z-----XB-----T-----Tp-----P-----')
disp('=====')

function dXdz=fungsil(z, x1, T, Tp, P)
//Tekanan Parsial
PE=(FD0*(4-x1)/(FT0-FD0*x1))*P //PA.asetilen (atm)
PD=(FD0*(1-x1)/(FT0-FD0*x1))*P //PB.asam.asetat (atm)
PC=((FC0+FD0*x1)/(FT0-FD0*x1))*P //PD.vinil.asetat (atm)
//konstanta persamaan reaksi
kpd=exp((3.8e3/T)-8.6)
kpc=exp((-8.4e3/T)+20.4)
kin=5.08e3
E=20.3e3
kpa=kin*exp(-E/(R*T))
//Persamaan r
r=3600*kpa*PE/(1+kpd*PD+kpc*PC); //laju reaksi (kmol/kgjam)
//Persamaan dxB/dz
dXdz=(At*Rhob*Nt*r)/FD0;
endfunction

function dTdz=fungsi2(z, x1, T, Tp, P)
//Data Cp (KJ/KmolK)
CpA =25.399+0.02018*T-3.855E-5*T^2+3.118E-08*T^3-8.759E-12*T^4;
CpB =33.933-0.0094186*T+0.000029906*T^2-1.7825E-08*T^3+3.6934E-12*T^4;
CpC =27.664+0.23366*T+0.000062106*T^2-1.6972E-07*T^3+5.7917E-11*T^4;
CpD =34.85+0.037626*T+0.00028311*T^2-3.0767E-07*T^3+9.2646E-11*T^4;
CpE =19.36 +0.11519*T-0.00012374*T^2+7.237E-08*T^3-1.659E-11*T^4;
//deltaHr KJ/Kmol
dHr=deltahf;
//sigmafi*cpi (KJ/K)
sigfCp=(FA0*CpA+FD0*(4-x1)*CpE+FD0*(1-x1)*CpD+FB0*CpB+(FC0+FD0*x1)*CpC);
//Tekanan Parsial
PE=(FD0*(4-x1)/(FT0-FD0*x1))*P //PA.asetilen (atm)
PD=(FD0*(1-x1)/(FT0-FD0*x1))*P //PB.asam.asetat (atm)
PC=((FC0+FD0*x1)/(FT0-FD0*x1))*P //PD.vinil.asetat (atm)
//konstanta persamaan reaksi
kpd=exp((3.8e3/T)-8.6)
kpc=exp((-8.4e3/T)+20.4)
kin=5.08e3
E=20.3e3
kpa=kin*exp(-E/(R*T))
//Persamaan r
r=3600*kpa*PE/(1+kpd*PD+kpc*PC); //laju reaksi (kmol/kgjam)

```

```

//Persamaan dT/dz
dTdz= ((Ud*pi*D0*(Tp-T))+(At*Rhob*dHr*(-z)))*Nt/(sigfCp);
endfunction

function dTpdz=fungsi3(z, x1, T, Tp, P)
//Data-Cp-pendingin-(Kj/KmolK)
Cpp=(143.437+0.372894*Tp+0.000111497*Tp^2);
//Mencari-suhu-pendingin-(Tp)
dTpdz=(Ud*pi*D0*Nt*(T-Tp))/(fp*Cpp)
endfunction

function dPdz=fungsi4(z, x1, T, Tp, P)
//Data-viskositas-gas
miuA =27.758+0.212*T-0.0000328*T^2; //(Kj/KmolK)
miuB =-36.826+0.429*T-0.0000162*T^2; //(Kj/KmolK)
miuC =-7.462+0.30466*T-0.000057544*T^2; //(Kj/KmolK)
miuD =-28.66+0.2351*T+0.00022087*T^2; //(Kj/KmolK)
miuE =-11.557+0.42363*T-0.00014174*T^2; //(Kj/KmolK)
//sigma-atas-mencari-viskositas-gas
sigmaatas=((FA0*BMA^0.5*miuA)+(FD0*(4-x1)*BME^0.5*miuE)+(FD0*(1-x1)*BMD^0.5*miuD)+(FB0*BMB^0.5*miuB)+((FC0+FD0*x1)*BMC^0.5*miuC))/(FT0-FD0*x1);
//sigma-bawah-mencari-viskositas-gas
sigmabawah=((FA0*BMA^0.5)+(FD0*(4-x1)*BME^0.5)+(FD0*(1-x1)*BMD^0.5)+(FB0*BMB^0.5)+((FC0+FD0*x1)*BMC^0.5))/(FT0-FD0*x1);
//viskositas-gas-campuran-(Kg/m/jam)
miumix=(3.6e-4)*(sigmaatas/sigmabawah);
//Berat-molekul-gas-campuran-(Kg/Kmol)
BMg=((FA0*BMA)+(FD0*(4-x1)*BME)+(FD0*(1-x1)*BMD)+(FB0*BMB)+((FC0+FD0*x1)*BMC))/(FT0-FD0*x1);
//densitas-gas-campuran-(Kg/m3)
rhomix=(P*BMg)/(Rp*T);
//Re
Re=Gt*dp/miumix;
//frikksi
f=((1-poro)/poro^3)*(1.75+150*((1-poro)/Re));
//pressure-drop
dPdz=-(f*Gt^2)/(3600^2*101325*rhomix*dp)
endfunction

while x1<=0.85
--- k1=fungsi1(z,x1,T,Ip,P);
--- dXBdz=k1;
--- l1=fungsi2(z,x1,T,Ip,P);
--- m1=fungsi3(z,x1,T,Ip,P);
--- n1=fungsi4(z,x1,T,Ip,P);
k2=fungsi1(z+0.5*dz,x1+0.5*k1*dz,T+0.5*l1*dz,Ip+0.5*m1*dz,P+0.5*n1*dz);
l2=fungsi2(z+0.5*dz,x1+0.5*k1*dz,T+0.5*l1*dz,Ip+0.5*m1*dz,P+0.5*n1*dz);
m2=fungsi3(z+0.5*dz,x1+0.5*k1*dz,T+0.5*l1*dz,Ip+0.5*m1*dz,P+0.5*n1*dz);
n2=fungsi4(z+0.5*dz,x1+0.5*k1*dz,T+0.5*l1*dz,Ip+0.5*m1*dz,P+0.5*n1*dz);

k3=fungsi1(z+0.5*dz,x1+0.5*k2*dz,T+0.5*l2*dz,Ip+0.5*m2*dz,P+0.5*n2*dz);
l3=fungsi2(z+0.5*dz,x1+0.5*k2*dz,T+0.5*l2*dz,Ip+0.5*m2*dz,P+0.5*n2*dz);
m3=fungsi3(z+0.5*dz,x1+0.5*k2*dz,T+0.5*l2*dz,Ip+0.5*m2*dz,P+0.5*n2*dz);
n3=fungsi4(z+0.5*dz,x1+0.5*k2*dz,T+0.5*l2*dz,Ip+0.5*m2*dz,P+0.5*n2*dz);

k4=fungsi1(z+dz,x1+k3*dz,T+l3*dz,Ip+m3*dz,P+n3*dz);
l4=fungsi2(z+dz,x1+k3*dz,T+l3*dz,Ip+m3*dz,P+n3*dz);
m4=fungsi3(z+dz,x1+k3*dz,T+l3*dz,Ip+m3*dz,P+n3*dz);
n4=fungsi4(z+dz,x1+k3*dz,T+l3*dz,Ip+m3*dz,P+n3*dz);

z=z+dz;

```

```

x1=x1+(h/6)*(k1+2*k2+2*k3+k4);
T=T+(h/6)*(l1+2*l2+2*l3+l4);
Tp=Tp+(h/6)*(m1+2*m2+2*m3+m4);
P=P+(h/6)*(n1+2*n2+2*n3+n4);
printf('%10.2f%10.4f%12.5f%12.5f%10.5f\n',z,x1,T,Tp,P);
subplot(2,2,1);plot(z,x1,'xg');xlabel("Tinggi-bed(m)");ylabel("Konversi")
subplot(2,2,2);plot(z,T,'or');xlabel("Tinggi-bed(m)");ylabel("Suhu-(K)")
subplot(2,2,3);plot(z,Tp,'.k');xlabel("Tinggi-bed(m)");ylabel("Suhu-Pendingin-(K)")
subplot(2,2,4);plot(z,P,'ob');xlabel("Tinggi-bed(m)");ylabel("Tekanan-(atm)")
end

```

Hasil penyelesaian persamaan dihitung menggunakan scilab dan diperoleh hasil sebagai berikut :

Hubungan antara Tinggi, Konversi, Suhu Fluida, Suhu Pendingin, dan Tekanan

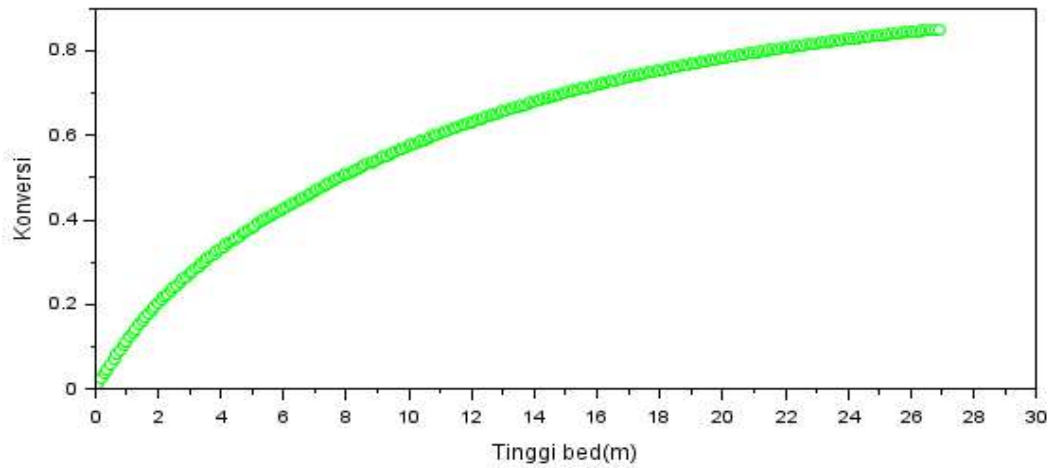
=====

"	Z(m)	XB	T(K)	Tp(K)	P(atm)	"
0.10	0.0125	459.54757	419.72054	1.49709		
0.20	0.0247	459.76852	420.43139	1.49418		
0.30	0.0367	459.96145	421.13226	1.49127		
0.40	0.0485	460.12543	421.82283	1.48836		
0.50	0.0600	460.26004	422.50279	1.48544		
0.60	0.0713	460.36537	423.17183	1.48253		
0.70	0.0823	460.44195	423.82964	1.47962		
0.80	0.0930	460.49078	424.47595	1.47670		
0.90	0.1035	460.51323	425.11051	1.47379		
1.00	0.1138	460.51099	425.73308	1.47087		
1.10	0.1238	460.48603	426.34350	1.46796		
1.20	0.1335	460.44051	426.94162	1.46504		
1.30	0.1430	460.37675	427.52734	1.46212		
1.40	0.1523	460.29711	428.10061	1.45921		
1.50	0.1613	460.20402	428.66141	1.45629		
1.60	0.1700	460.09985	429.20979	1.45337		
1.70	0.1786	459.98692	429.74582	1.45045		
1.80	0.1870	459.86746	430.26961	1.44753		
1.90	0.1951	459.74357	430.78131	1.44461		
2.00	0.2030	459.61720	431.28111	1.44169		
2.10	0.2108	459.49015	431.76921	1.43877		
2.20	0.2184	459.36406	432.24586	1.43585		
2.30	0.2258	459.24039	432.71131	1.43292		
2.40	0.2330	459.12043	433.16585	1.43000		
2.50	0.2401	459.00531	433.60978	1.42708		
2.60	0.2470	458.89599	434.04339	1.42415		
2.70	0.2538	458.79329	434.46701	1.42123		
2.80	0.2604	458.69787	434.88096	1.41830		
2.90	0.2669	458.61026	435.28556	1.41537		
3.00	0.2733	458.53089	435.68116	1.41244		
3.10	0.2796	458.46004	436.06807	1.40951		
3.20	0.2857	458.39791	436.44661	1.40658		
3.30	0.2918	458.34460	436.81712	1.40365		
3.40	0.2977	458.30014	437.17991	1.40072		
3.50	0.3036	458.26449	437.53528	1.39779		
3.60	0.3094	458.23753	437.88353	1.39485		
3.70	0.3150	458.21911	438.22497	1.39191		

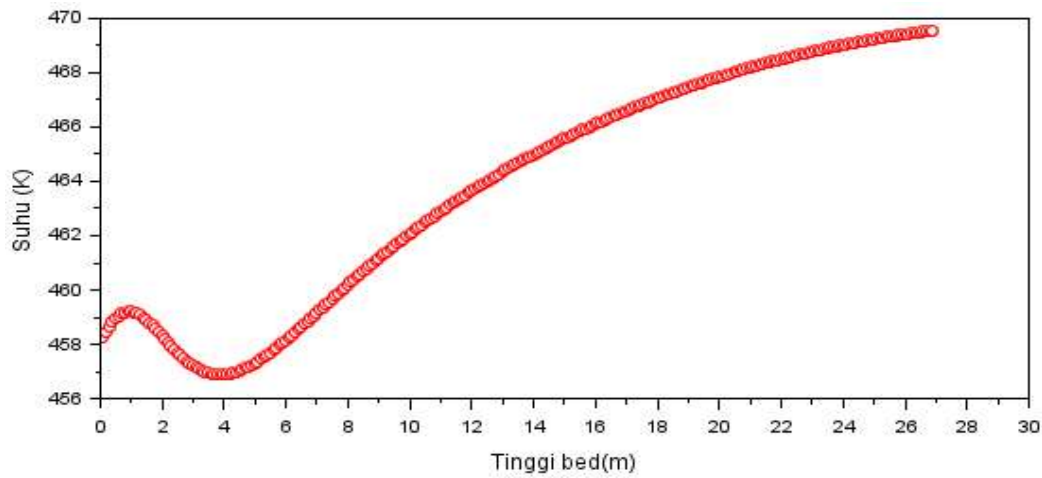
3.70	0.3150	438.21911	438.22197	1.38194
3.80	0.3206	458.20901	438.55987	1.38898
3.90	0.3261	458.20701	438.88850	1.38604
4.00	0.3316	458.21282	439.21114	1.38310
4.10	0.3369	458.22614	439.52802	1.38016
4.20	0.3422	458.24667	439.83940	1.37722
4.30	0.3474	458.27406	440.14551	1.37427
4.40	0.3526	458.30800	440.44656	1.37133
4.50	0.3577	458.34811	440.74276	1.36838
4.60	0.3627	458.39407	441.03433	1.36544
4.70	0.3677	458.44552	441.32144	1.36249
4.80	0.3726	458.50213	441.60428	1.35954
4.90	0.3775	458.56354	441.88301	1.35659
5.00	0.3823	458.62943	442.15780	1.35363
5.10	0.3871	458.69948	442.42880	1.35068
5.20	0.3918	458.77337	442.69615	1.34772
5.30	0.3965	458.85080	442.95998	1.34476
5.40	0.4011	458.93148	443.22043	1.34180
5.50	0.4057	459.01512	443.47762	1.33884
5.60	0.4102	459.10147	443.73164	1.33588
5.70	0.4147	459.19026	443.98262	1.33292
5.80	0.4192	459.28126	444.23065	1.32995
5.90	0.4236	459.37422	444.47581	1.32698
6.00	0.4279	459.46894	444.71821	1.32401
6.10	0.4323	459.56522	444.95791	1.32104
6.20	0.4366	459.66285	445.19500	1.31807
6.30	0.4408	459.76165	445.42955	1.31509
6.40	0.4450	459.86146	445.66162	1.31212
6.50	0.4492	459.96213	445.89128	1.30914
6.60	0.4533	460.06349	446.11858	1.30616
6.70	0.4574	460.16541	446.34358	1.30318
6.80	0.4615	460.26777	446.56634	1.30019
6.90	0.4655	460.37045	446.78690	1.29721
7.00	0.4695	460.47334	447.00530	1.29422
7.10	0.4735	460.57633	447.22159	1.29123
7.20	0.4774	460.67934	447.43582	1.28824
7.30	0.4813	460.78227	447.64801	1.28524
7.40	0.4852	460.88506	447.85820	1.28225
7.50	0.4890	460.98763	448.06644	1.27925
7.60	0.4928	461.08992	448.27274	1.27625
7.70	0.4966	461.19186	448.47714	1.27325
7.80	0.5003	461.29341	448.67967	1.27025
7.90	0.5040	461.39451	448.88035	1.26724
8.00	0.5077	461.49512	449.07922	1.26423
8.10	0.5113	461.59521	449.27629	1.26122
8.20	0.5149	461.69474	449.47159	1.25821
8.30	0.5185	461.79367	449.66514	1.25520
8.40	0.5220	461.89199	449.85697	1.25218
8.50	0.5255	461.98966	450.04709	1.24916
8.60	0.5290	462.08667	450.23553	1.24614
8.70	0.5325	462.18299	450.42230	1.24312
8.80	0.5359	462.27862	450.60742	1.24010
8.90	0.5393	462.37354	450.79091	1.23707
9.00	0.5427	462.46774	450.97279	1.23404
9.10	0.5460	462.56120	451.15307	1.23101
9.20	0.5493	462.65393	451.33177	1.22798
9.30	0.5526	462.74591	451.50891	1.22494
9.40	0.5559	462.83715	451.68450	1.22190

9.50	0.5591	462.92764	451.85855	1.21886
9.60	0.5623	463.01737	452.03109	1.21582
9.70	0.5655	463.10635	452.20213	1.21277
9.80	0.5686	463.19457	452.37167	1.20972
9.90	0.5717	463.28204	452.53974	1.20667
10.00	0.5748	463.36877	452.70635	1.20362
10.10	0.5779	463.45474	452.87151	1.20056
10.20	0.5810	463.53998	453.03524	1.19751
10.30	0.5840	463.62447	453.19754	1.19445
10.40	0.5870	463.70823	453.35844	1.19138
10.50	0.5899	463.79125	453.51794	1.18832
10.60	0.5929	463.87355	453.67605	1.18525
10.70	0.5958	463.95513	453.83280	1.18218
10.80	0.5987	464.03599	453.98819	1.17911
10.90	0.6015	464.11614	454.14223	1.17603
11.00	0.6044	464.19559	454.29494	1.17295
11.10	0.6072	464.27434	454.44632	1.16987
11.20	0.6100	464.35240	454.59639	1.16679
11.30	0.6128	464.42978	454.74517	1.16370
11.40	0.6155	464.50647	454.89266	1.16061
11.50	0.6182	464.58250	455.03887	1.15752
11.60	0.6209	464.65786	455.18382	1.15442
11.70	0.6236	464.73256	455.32752	1.15132
11.80	0.6263	464.80660	455.46997	1.14822
11.90	0.6289	464.88000	455.61120	1.14512
12.00	0.6315	464.95276	455.75120	1.14201
12.10	0.6341	465.02489	455.89000	1.13890
12.20	0.6367	465.09639	456.02760	1.13579
12.30	0.6392	465.16727	456.16401	1.13268

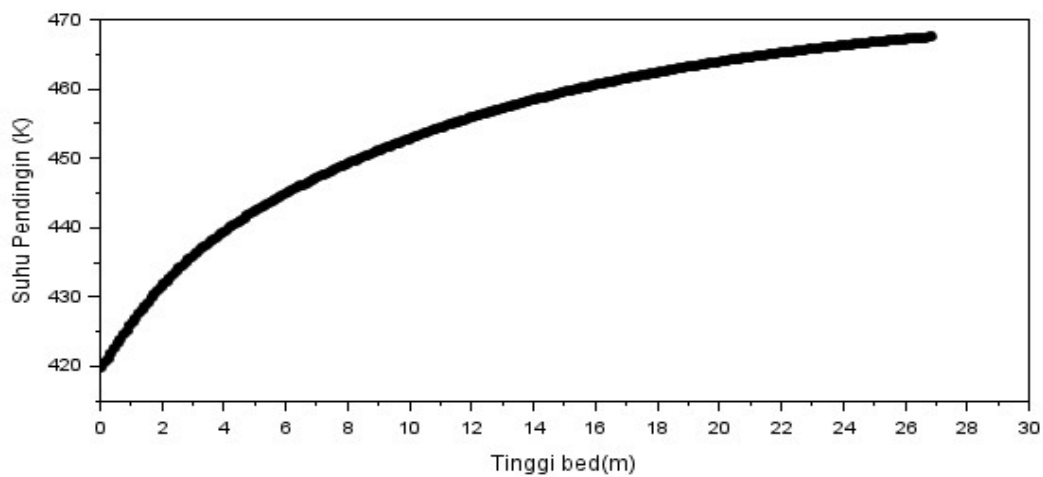




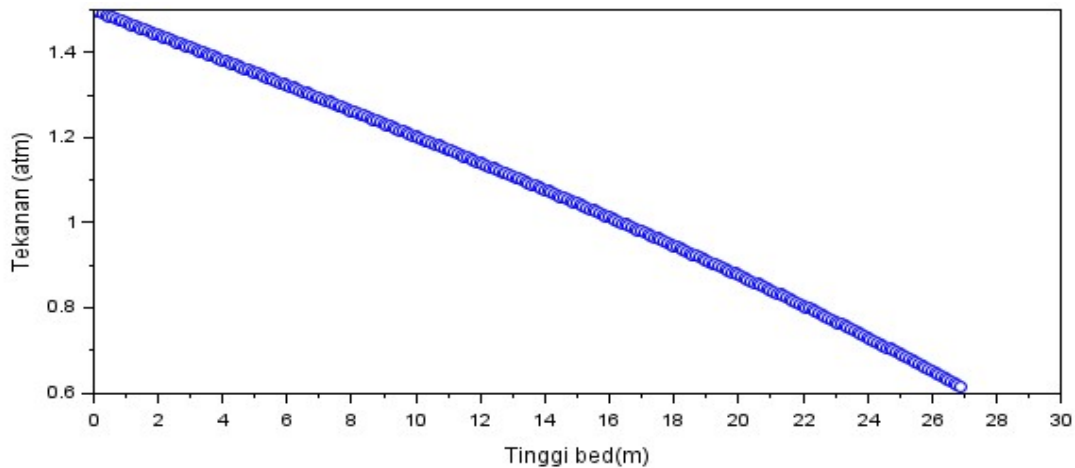
**Gambar 6.** Profil konversi B terhadap tinggi tumpukan katalis (m)



**Gambar 7.** Profil suhu fluida (K) terhadap tinggi tumpukan katalis (m)



**Gambar 8.** Profil suhu pendingin (K) terhadap tinggi tumpukan katalis (m)



**Gambar 9.** Profil tekanan (atm) terhadap tinggi tumpukan katalis (m)

Dari hasil simulasi tersebut diperoleh tinggi tumpukan katalis 12.3 meter pada konversi B sebesar 64% dengan suhu fluida keluar reaktor 465 K dan pressure drop sebesar 0.37 atm

### NERACA MASSA

Komponen	Masuk		Keluar	
	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam
Hidrogen	57.52	28.54	57.52	28.54
Air	16.55	0.92	16.55	0.92
Vinil Asetat	0.00	0.00	7,576.54	88.01
Asam Asetat	8,257.55	137.51	2,972.72	49.50
Asetilen	14,323.18	550.05	12,031.47	462.04
<b>Total</b>	<b>22,654.80</b>	<b>717.01</b>	<b>22,654.80</b>	<b>629.01</b>

Ukuran pipa :

$$\begin{aligned} \text{IPS} &= 2 \text{ in} \\ \text{Diameter luar pipa (Do)} &= 2.38 \text{ in} = 0.060452 \text{ m} \\ \text{Diameter dalam pipa (Di)} &= 2.067 \text{ in} = 0.0525018 \text{ m} \end{aligned}$$

(Kern, 1965)

$$\begin{aligned} \text{Jumlah pipa} &= 3000 \\ \text{Susunan (pitch)} &= 1.25 \times \text{Do} \\ &= 0.075565 \text{ m (triangular)} \end{aligned}$$

Dengan menggunakan rumus berikut :

$$np = \frac{[(\text{Ids} - K_1)^2 \cdot (\pi/4) + K_2] - \text{pitch}(\text{Ids} - K_1)(K_3 \cdot np_{\text{pass}} + K_4)}{1,233 \text{ pitch}^2}$$

$$\text{Didapat Ids} = 6.37 \text{ m}$$

Baffle jenis segmental

(Kern, D.Q., "Process Heat Transfer", hal 226)

$$\text{Jarak antar baffle minimal} = \frac{\text{Ids}}{5} = \frac{6.37}{5} = 1.27 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tumpukan katalis} = 12.3 \text{ m}$$

**Ukuran Pipa**

Diameter luar pipa	=	0.060452	m
Diameter dalam pipa	=	0.0525018	m
Jumlah pipa	=	3000	
Jarak antara <i>baffle</i>	=	1.27	m
Diameter shell	=	6.37	m

**Kondisi Operasi**

Tinggi tumpukan katalis	=	12.3	m
Suhu gas masuk	=	185	°C
Suhu gas keluar	=	192	°C
Jumlah pendingin	=	756	kmol/jam
Suhu pendingin masuk	=	146	°C
Suhu pendingin keluar	=	183	°C
Tekanan masuk	=	1.5	atm
Tekanan keluar	=	1.13	atm

**Perhitungan pelengkap**

## 1. Tebal dinding reaktor (shell)

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan yang diperoleh dari ASME Section VIII Div. I, dimana untuk perencanaan tebal silinder menggunakan Paragraf UG 27. UG 27 digunakan untuk perhitungan tebal bejana karena tekanan internal.

> Tegangan *Circumferential*

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C'$$

> Tegangan *Longitudinal*

$$t_s = \frac{P \cdot r}{2 \cdot f \cdot E - 0,4 \cdot P} + C'$$

Dimana :

$t_s$  = Tebal dinding shell (m)

$P$  = Tekanan dalam (psi)

$r$  = Radius dalam Shell (m)

$f$  = Allowable stress (psi)

$E$  = Efisiensi sambungan

$C'$  = Faktor Korosi (m)

Bahan yang dipilih : *Stainless Steel AISI type 410* . Ukuran :

a. Diameter dalam (Ids) = 6.37 m

b. Jari-jari shell (r) = 3.18 m

c. Tekanan dalam shell

$P$  operasi = 1.5 atm

Tekanan desain

Dirancang : Shell mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook" Butherfold, London (1999))

$P$  desain = (100% + 50%) x 1.5 atm  
= 2.25 atm

$P$  gauge = 2.25 - 1 atm  
= 1.25 atm

$$= 18.38 \text{ psig}$$

d. Nilai maximum allowable stress (f) bahan-bahan :

$$\text{Stainless Steel AISI type 410} = 11250 \text{ psi}$$

(Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959)

e. Jenis sambungan yang digunakan adalah double welded butt-joint.

$$\text{Maka nilai maksimum efisiensi sambungan} \rightarrow E = 0.8$$

(Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

f. Faktor korosi untuk bahan non korosif  $\rightarrow C' = 0.125 \text{ in}$   
 $0.00318 \text{ m}$

Maka diperoleh tebal *shell* :

Tegangan *Circumferential*

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P.r}{f.E - 0.6.P} + C' \\ &= \frac{18,38.3,18}{11250.0,8 - 0,6.18,38} + 0.00318 = 0.00968 \text{ m} \\ &= 0.38128 \text{ in} \end{aligned}$$

Tegangan *Longitudinal*

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P.r}{2.f.E - 0.4.P} + C' \\ &= \frac{18,38.3,18}{2.11250.0,8 - 0,4.18,38} + 0.00318 = 0.00643 \text{ m} \\ &= 0.25303 \text{ in} \end{aligned}$$

## 2. Tebal tutup dan alas reaktor

Untuk penutup reactor dipilih jenis Torispherical

Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada ASME Section VIII Div. I, dimana untuk perencanaan tebal silinder menggunakan Paragraf UG 32. Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$t_h = \frac{0,885.P.Ids}{f.E-0,1.P} + 0.00318$$

Dimana :

$t_h$  = Tebal tutup/alas reaktor (m)

$P$  = Tekanan dalam (psi)

$Ids$  = Diameter dalam Shell (m)

$f$  = Allowable stress (psi)

$E$  = Efisiensi sambungan

$C'$  = Faktor Korosi (m)

Tekanan desain

Dirancang : Shell mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook" Butherfold, London (1999))

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= (100\% + 50\%) \times 1.2 \text{ atm} \\ &= 2.25 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{gauge}} &= 2.25 - 1 \text{ atm} \\ &= 1.25 \text{ atm} \\ &= 18.38 \text{ psig} \end{aligned}$$

Maka diperoleh tebal tutup/alas reaktor :

$$t_h = \frac{0,885.P.Ids}{f.E-0,1.P} + 0.00318$$

$$t_h = \frac{0,885.18,38.6,37}{11250.0,8 - 0,1.18,38} + 0.00318 = 0.01468 \text{ m}$$

$$= 0.58 \text{ in}$$

Dari hasil perhitungan di atas didapat :

$$\text{Tebal shell akibat tegangan Circumferential} = 0.38128 \text{ in}$$

$$\text{Tebal shell akibat tegangan Longitudinal} = 0.00643 \text{ in}$$

$$\text{Tebal tutup/alas reaktor} = 0.58 \text{ in}$$

$$\text{Maka dipilih tebal dinding reaktor sebesar} = 0.625 \text{ in} \quad (\text{Brownell and Young, Hal 87})$$

$$= 0.01588 \text{ m}$$

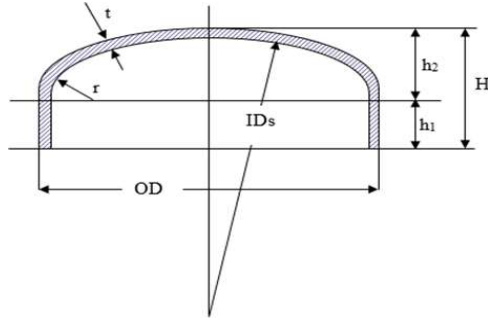
Maka,

$$\text{ODS} = (\text{IDS} + 2 \times t)$$

$$= 6.37 \text{ m} + 2 \times 0.01588$$

$$= 6.40 \text{ m}$$

### 3. Tinggi penutup



Gambar Penampang *Torospherical Heads*

Dimana :

$$h_1 = \text{Flange lurus (m)}$$

$$h_2 = \text{Tebal reaktor + Depth of dish (m)}$$

$$r = \text{Jari-jari kelengkungan (m)}$$

$$t = \text{Tebal shell (m)}$$

$$H = \text{Tinggi penutup (m)}$$

$$\text{Ids} = \text{Diameter dalam shell (m)}$$

$$\text{Ods} = \text{Diameter luar shell (m)}$$

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$H = h_1 + h_2$$

$$h_1 \geq 3.5 \times t$$

$$\geq 3.5 \times 0.625 \text{ in}$$

$$\geq 2.19 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih } h_1 = 2.19 \text{ in}$$

$$= 0.05556 \text{ m}$$

$$h_2 = 0.2 \times \text{Ids}$$

$$= 0.2 \times 3.18 \text{ m}$$

$$= 1.27 \text{ m}$$

$$H = h_1 + h_2$$

$$= 0.0445 + 1.27$$

$$= 1.329 \text{ m}$$

Jadi didapat tinggi tutup/alas sebesar = 1.329 m

4. Tinggi reaktor total

$$\begin{aligned}\text{Tinggi Reaktor} &= \text{Tinggi Katalis} + 2 \times \text{Tinggi Head} \\ &= 12.3 \text{ m} + 2 \times 1.329 \text{ m} \\ &= 14.96 \text{ m}\end{aligned}$$

5. Massa katalis

$$W = \frac{\pi}{4} \rho_k \cdot (D_i)^2 \cdot N_t \cdot z$$

Dimana :

W = Massa katalis (kg)

$\rho_B$  = Bulk Density (kg/m<sup>3</sup>)

$D_i$  = Diameter dalam tube (m)

$N_t$  = Jumlah tube

$z$  = Tinggi tumpukan katalis (m)

$$\begin{aligned}W &= \frac{\pi}{4} \rho_k \cdot (D_i)^2 \cdot N_t \cdot z \\ &= \frac{\pi}{4} \cdot 900 \cdot (0.0525)^2 \cdot 3000 \cdot 12,3 \\ &= 71,859.95 \text{ kg}\end{aligned}$$

6. Tebal grid support

Grid Support berfungsi untuk menyangga tumpukan katalis dan menyangga kelebihan pressure drop. Grid support biasanya berbentuk piringan bergelombang atau piringan berlubang dengan tebal antara 4-6 in. grid support terbuat dari bahan tahan korosi seperti carbon steel, alloy steel, cast iron, dan keramik (Rase & Barrow, 1957).

Dikarenakan reaktor harus beroperasi pada suhu 185 – 200°C, maka grid support dipilih terbuat dari austenitic steel (18Cr-8Ni) SA-167 Tipe 304 Grade 3 yang dapat bekerja pada suhu operasi  $\leq 704,444^\circ\text{C}$  dengan tekanan maksimum yang diizinkan (f) sebesar 2.450 psi. Grid support dipilih berbentuk piringan berlubang (perforated).

$$\begin{aligned}\text{Berat yang disangga grid support} &= \frac{\text{massa katalis total}}{\text{jumlah tube}} \\ &= \frac{71,859.95}{3000} \\ &= 28.74 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Beban Berat (F)} &= m \cdot g \\ &= 28.74 \text{ kg} \times 9.8 \text{ m/s}^2 \\ &= 281.69 \text{ kg} \cdot \text{m/s}^2 \\ &= 281.69 \text{ N}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Tekanan yang dialami grid support (P)} &= \frac{F}{A_{\text{tube}}} \\ &= \frac{281.69}{(\pi/4) \cdot 0,00525^2} \\ &= 130,064.9 \text{ Pa} \\ &= 1.28 \text{ atm} \\ &= 18.87 \text{ psi} \\ \text{Tekanan over design} &= 1.5 \times 18.87 \text{ atm} \\ &= 22.64 \text{ psi}\end{aligned}$$

Tebal perforated plate (grid support) dihitung dengan persamaan :

$$t_p = I_{ds} \frac{3.1,2.P_{grid}}{16.f}$$

Dimana :

$t_p$  = Tebal grid support (in)

$I_{ds}$  = Diameter dalam shell (in)

$P_{grid}$  = Tekanan grid support (psi)

$f$  = Allowable stress (psi)

Sehingga :

$$t_p = 250.74 \frac{3.1,2.22,64}{16.2450}$$

$$= 0.43 \text{ in}$$

$$\text{Ukuran tebal standard} = 0.4375 \text{ in}$$

$$= 0.01111 \text{ m}$$

(Brownell and Young, Hal 87)

#### 7. Pipa pemasukan hasil reaktor

Untuk menghitung diameter optimum masuk reaktor, digunakan persamaan 15.14

Coulson & Richard, 1989 :

$$D_{opt} = 293.G^{0,53}.\rho^{-0,37}$$

$$G = 6.29 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1.01 \text{ kg/m}^3$$

Dimana :

$D_{opt}$  = Diameter optimum masuk reaktor (mm)

$G$  = Kecepatan massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas gas masuk reaktor ( $\text{kg/m}^3$ )

$$D_{opt} = 293.(6,29)^{0,53}.(1,01)^{-0,37}$$

$$= 774.33 \text{ mm}$$

$$= 30.49 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel.11 Kern, 1965) :

$$\text{NPS} = 24 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 24 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 23.25 \text{ in}$$

#### 8. Pipa pengeluaran hasil reaktor

Untuk menghitung diameter optimum masuk reaktor, digunakan persamaan 15.14

Coulson & Richard, 1989 :

$$D_{opt} = 293.G^{0,53}.\rho^{-0,37}$$

$$G = 6.29 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1.04 \text{ kg/m}^3$$

Dimana :

$D_{opt}$  = Diameter optimum masuk reaktor (mm)

$G$  = Kecepatan massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas gas masuk reaktor ( $\text{kg/m}^3$ )

$$D_{opt} = 293.(6,29)^{0,53}.(1,04)^{-0,37}$$

$$= 765.70 \text{ mm}$$

$$= 30.15 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel.11 Kern, 1965) :

$$\text{NPS} = 24 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 24 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 23.25 \text{ in}$$

#### 9. Neraca Panas

Panas Aliran masuk – Panas Aliran Keluar + Panas Reaksi – Panas Transfer = Panas Hilang

$$Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{transfer}} = Q_{\text{loses}}$$

$$Q_{\text{masuk}} = \int_{T_R}^{T_{\text{masuk}}} n_i C_{pi} dT \quad T_{\text{masuk}} = 458 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

**Tabel 7.** Panas dibawa gas masuk reaktor

No.	Komponen	Masuk kmol/jam	CpdT kJ/kmol	Q (kJ/jam)
1	Hidrogen	28.54	4,646.41	132596.44
2	Air	0.92	5,466.24	5025.36
3	Vinil Asetat	0.00	18,673.07	0.00
4	Asam Asetat	137.51	11,972.29	1646325.36
5	Asetilen	550.05	7,787.52	4283487.31
Total		717.01		6067434.47

$$Q_{\text{keluar}} = \int_{T_R}^{T_{\text{keluar}}} n_i C_{pi} dT \quad T_{\text{keluar}} = 465 \text{ K}$$

$$T_{\text{ref}} = 298 \text{ K}$$

**Tabel 8.** Panas dibawa gas keluar reaktor

No.	Komponen	Keluar kmol/jam	CpdT kJ/kmol	Q (kJ/jam)
1	Hidrogen	28.54	4,851.07	138436.89
2	Air	0.92	5,710.07	5249.52
3	Vinil Asetat	88.01	19,615.78	1726330.24
4	Asam Asetat	49.50	12,577.58	622641.46
5	Asetilen	462.04	8,155.20	3768013.60
Total		629.01		6260671.71

$$Q_{\text{reaksi}} = \Delta H_{298} \cdot F_{B0} \cdot X_D$$

$$= -101325 \text{ kJ/kmol} \cdot 137,51 \text{ kmol/jam} \cdot 0,64$$

$$= 9,468,698.32 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{transfer}} = \int_{T_{\text{masuk}}}^{T_{\text{kelu}}} n_p C_{pp} dT$$

$$C_{pp} = (143437 + 372.894 \cdot T_p + 0.111497 \cdot T_p^2) / 1000$$

$$Q_{\text{transfer}} = \int_{419}^{456} (756 (143.437 + 372.894 \cdot T_p + 0.111497 \cdot T_p^2) / 1000) dT$$

$$= 9,170,398.32 \text{ kJ}$$

$$Q_{\text{loses}} = Q_{\text{masuk}} - Q_{\text{keluar}} + Q_{\text{reaksi}} - Q_{\text{transfer}}$$



$$= (6084704.76 - 5995738.5 + 13516566.85 - 13211636.66) \quad \text{kJ/jam}$$

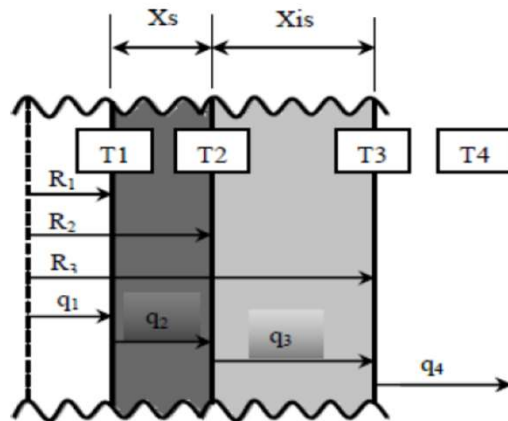
$$= 105,062.76 \quad \text{kJ/jam}$$

#### 10. Tebal isolasi

Untuk menjaga keamanan lingkungan perlu ditambahkan isolasi. Selain itu dengan adanya isolasi, suhu operasi reaktor tidak terpengaruh dengan suhu lingkungan. Adanya isolasi dapat melindungi material alat dari kemungkinan terjadinya korosi.

Tebal isolasi dihitung dengan menggunakan asumsi :

- Perpindahan panas keadaan steady state sehingga  $q_1 = q_2 = q_3 = q_4$
- Suhu udara luar dianggap  $30^\circ\text{C}$  dan suhu dinding luar isolator  $40^\circ\text{C}$
- Suhu permukaan dinding dalam shell = suhu media pendingin
- Perpindahan kalor terjadi dalam keadaan tunak
- Perpindahan kalor yang terjadi:
  - > Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam shell ke dinding luar shell
  - > Perpindahan kalor secara konduksi dari dinding dalam isolator ke dinding luar isolator
  - > Perpindahan kalor secara konveksi dan radiasi dari permukaan isolator ke udara lingkungan



Keterangan :

- $R_1$  = Jari-jari dalam shell = 3.18 m  
 $R_2$  = Jari-jari luar shell = 3.20 m  
 $R_3$  = Jari-jari luar setelah diisolasi  
 $X_s$  = Tebal dinding = 0.01588 m  
 $X_{is}$  = Tebal isolasi  
 $T_4$  = Suhu udara luar = 303 K  
 $T_1$  = Suhu dinding dalam shell = 437.50 K  
 $T_2$  = Suhu dinding luar shell  
 $T_3$  = Suhu dinding isolator = 323 K

Bahan isolasi yang dipakai adalah diatomaceous earth dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \text{Suhu operasi maksimum} &= 1,144 \text{ K} \\ &= 871.11 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 1,600 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Konduktivitas panas (kis)} &= 0.077 \text{ BTU/Jam.ft.F} \\ &= 0.1332 \text{ W/m.K} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Densitas bahan} &= 443.71 \text{ kg/m}^3 \\ &= 27.6999 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

(Tabel 2, Kern, 1950)

$$\text{Emisivitas Isolator } (\varepsilon_{is}) = 0.8$$

(Tabel 4.1, Kern, 1950)

Bahan dinding reaktor adalah Stainless Steel dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\begin{aligned}\text{Suhu operasi maksimum} &= 1,299.67 \text{ K} \\ &= 1,026.67 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 1,880.00 \text{ }^\circ\text{F}\end{aligned}$$

$$\text{Emisivitas } (\varepsilon_s) = 0,25$$

(Tabel A-10, Holman, 1986)

$$\begin{aligned}\text{Konduktivitas panas } (k_s) &= 52 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C } (100^\circ\text{C}) \\ &= 48 \text{ W/m}\cdot^\circ\text{C } (200^\circ\text{C})\end{aligned}$$

(Tabel A-2, Holman, 1986)

$$\begin{aligned}\text{Konduktivitas panas untuk suhu } T_1 &= 437.50 \text{ K} \\ &= 164.50 \text{ }^\circ\text{C}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{dihitung dengan interpolasi : } \frac{200-168.21}{200-100} &= \frac{48 - k_s}{48-52} \\ &= 49.42 \text{ W/m}\cdot\text{K}\end{aligned}$$

Sifat fisis udara ditentukan berdasarkan pada rata-rata suhu udara dan suhu isolator. Rerata suhu tersebut ( $T_F$ ) dapat dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}T_F &= \frac{T_3 + T_4}{2} \\ &= \frac{50 + 30}{2} \\ &= 40 \text{ }^\circ\text{C} \\ &= 313 \text{ K}\end{aligned}$$

Sifat fisis udara pada suhu  $35^\circ\text{C}$  (308 K) dengan cara interpolasi (Tabel A-5, Holman, 1986) :

- Kecepatan aliran gas ( $v$ ) =  $2\text{E-}05 \text{ m}^2/\text{s}$
- Konduktivitas termal gas ( $k$ ) =  $0.0272 \text{ W/m}\cdot\text{K}$
- Bilangan Prandtl ( $Pr$ ) =  $0.7051$
- Data Tambahan
  - >  $\beta = 0.00319 \text{ 1/K}$
  - >  $g = 9.8 \text{ m/s}^2$
  - >  $L = 12.30 \text{ m}$

Untuk mengetahui sifat aliran udara, maka perlu dihitung nilai bilangan Grasshof ( $Gr$ ) dengan persamaan :

$$\begin{aligned}Gr &= \frac{g \cdot \beta \cdot (T_3 - T_4) \cdot L^3}{v^2} \\ Gr &= \frac{9.8 \text{ m/s}^2 \cdot 0,0032 \cdot (50-30) \cdot 11^3}{v^2} \\ &= 4.03\text{E}+12\end{aligned}$$

Menghitung bilangan Rayleigh ( $Ra$ ) :

$$\begin{aligned}
 Ra &= Gr \times Pr \\
 &= 4.03E+12 \times 0.7051 \\
 &= 2.84E+12
 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Konveksi ( $hc$ ) Udara : Karena  $Ra$  lebih besar dari 109, maka aliran udara adalah turbulen. Untuk menghitung koefisien transfer panas konveksi aliran turbulen digunakan persamaan sebagai berikut (hal. 335, Holman, 1986) :

$$\begin{aligned}
 hc &= \frac{k}{L} 0,1.(Gr.Pr)^{0,5} \\
 &= \frac{0.0272}{12.30} 0,1.(2,03E+12)^{0,5} \\
 &= 3.13 \text{ W/m.K}
 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Perpindahan Panas Radiasi ( $hr$ )

Untuk menentukan koefisien perpindahan panas radiasi ( $hr$ ) digunakan persamaan (pers.9-43, Holman 1986) :

$$hr = \varepsilon \cdot \sigma \cdot \frac{T_3^4 - T_4^4}{T_3 - T_4}$$

Dimana :

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

$\varepsilon$  = Emisivitas isolator

Maka :

$$\begin{aligned}
 hr &= 0,8 \cdot 5,669E-8 \cdot \frac{323^4 - 303^4}{323 - 303} \\
 &= 5.57 \text{ W/m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

Menghitung panas tiap lapisan

Nilai  $q_2$  dihitung dengan persamaan :

$$q_2 = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_s \cdot (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{R_2}{R_1}\right)}$$

Nilai  $q_3$  dihitung dengan persamaan :

$$q_3 = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_{is} \cdot (T_2 - T_3)}{\ln\left(\frac{R_3}{R_2}\right)}$$

Nilai  $q_4$  dihitung dengan persamaan (pers 8-114, Holman, 1986) :

$$\begin{aligned}
 q_4 &= (hc+hr) \cdot 2 \cdot \pi \cdot R_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4) \\
 &= (3,13+5,57) \cdot 2 \cdot \pi \cdot R_3 \cdot 11 \cdot (323-303) \\
 &= 13,440.73 R_3
 \end{aligned}$$

Menghitung Suhu Dinding Luar Shell ( $T_2$ )

Dari persamaan diatas diketahui bahwa nilai  $q_4 = q_2$

$$R1 = 3.18 \text{ m}$$

$$R2 = 3.20 \text{ m}$$

$$T1 = 437.50 \text{ K}$$

$$q_4 = q_2$$

$$12129.44R_3 = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_s \cdot (T_1 - T_2)}{\ln(R_2/R_1)}$$

$$12129.44R_3 = 767,648 (T_1 - T_2)$$

$$T_2 = 437.50 - 0.0175 R_3$$

Menghitung Jari-Jari Reaktor Setelah Diisolasi (R3) Nilai R3 dapat dihitung dengan persamaan :

$$q_3 = q_4$$

$$12129.44R_3 = \frac{2 \cdot \pi \cdot L \cdot k_s \cdot (T_2 - T_3)}{\ln(R_3/R_2)}$$

$$T_2 = 437.50 - 0.0175 R_3$$

$$114.50 = 1,306.3 R_3 \ln(R_3/3,20) - 0.0175 R_3$$

$$R_3 = 3.2864 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Tebal isolasi} &= R_3 - R_2 \\ &= 3.2864 \text{ m} - 3.20 \text{ m} \\ &= 0.0861 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Qloses

$$\begin{aligned} Q_{\text{loses}} &= q_4 = (h_c + h_r) \cdot 2 \cdot \pi \cdot R_3 \cdot L \cdot (T_3 - T_4) \\ &= (2,52 + 5,3) \cdot 2 \cdot \pi \cdot R_3 \cdot 11 \cdot (313 - 303) \\ &= 44,171.63 \text{ W} \\ &= 159,017.87 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

**REAKTOR  
(R-01)**

**Tugas** : Mereaksikan Asetilen dengan Asam Asetat menjadi Vinil Asetat

**Jenis** : Reaktor *Fixed Bed Multitube*

**Kondisi operasi**

Suhu (T) = 185-192 °C  
Tekanan (P) = 1.2-1.13 atm  
Proses = Non isothermal, non-adiabatis  
Fase reaksi = Gas dengan katalis padat  
Pendingin = Dowtherm A

**Katalis**

Jenis = Zink Asetat  
Porositas = 0,6  
Densitas = 900 kg/m<sup>3</sup>  
Massa katalis = 71,859.95 kg

**Dimensi Reaktor**

IDshell = 6.37 m  
Tebal shell = 0.01588 m  
Tinggi reaktor = 12.3 m  
Pipa pemasukan = 0.6096 m  
Pipa pengeluaran = 0.6096 m

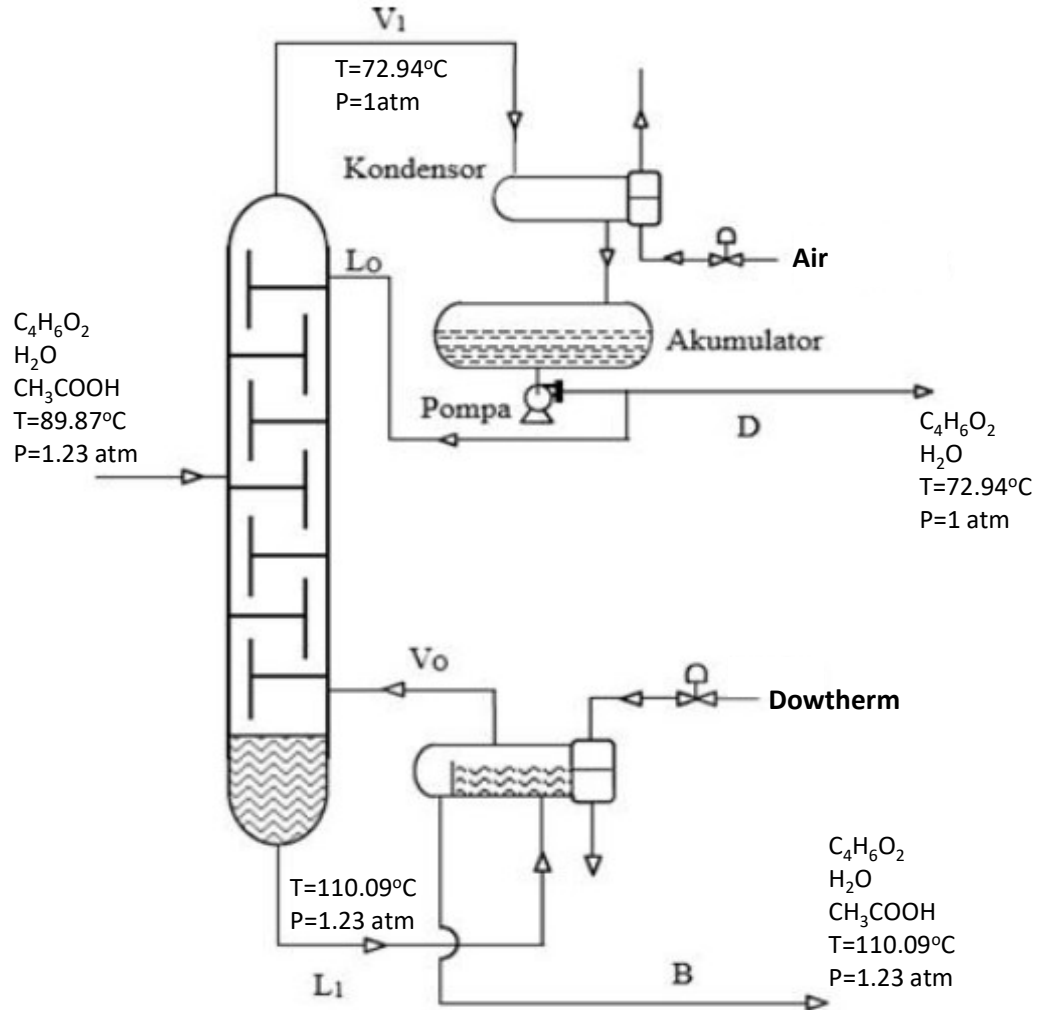
**Head**

Bentuk = *Torispherical*  
Tebal head = 0.01588 m  
Tinggi head = 1.329 m

**MENARA DISTILASI****MD - 01**

**Tugas** : Memisahkan campuran antara Asam Asetat ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ), Vinil Asetat ( $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$ ), dan Air ( $\text{H}_2\text{O}$ ) dengan laju alir kg/jam pada suhu  $89.87^\circ\text{C}$  dan tekanan 1.23 atm

**Jenis alat** : *Perforated Sieve Tray*



**Gambar 1.** Menara Distilasi (MD-01)

**Data Umpan Masuk Menara Distilasi (MD-01)**

Tabel. 1 Data Komponen Masuk Menara Destilasi

Komponen	BM kg/kmol	kg/jam	kmol/jam	Fraksi Massa
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	86.09	7576.54	88.01	0.72
$\text{H}_2\text{O}$	18	16.55	0.92	0.00
$\text{CH}_3\text{COOH}$	60.05	2972.72	49.50	0.28
Total		10565.81	138.43	1.00

Untuk melakukan perhitungan menara distilasi, perlu diambil beberapa asumsi sebagai berikut :

1. Menara distilasi bekerja pada keadaan steady state
2. Pada setiap plate, terjadi kesetimbangan fase
3. Aliran dalam setiap plate terjadi molal yang konstan
4. Fasa uap sebagai gas ideal
5. Penurunan tekanan pada setiap plate
6. Koefisien kesetimbangan fase mengikuti persamaan

$$K_i = \frac{P_i}{P_t}$$

Dimana:

$P_i$  = Tekanan uap masing-masing komponen

$P_t$  = Tekanan operasi

### Menentukan Kondisi Operasi Menara Distilasi (MD-01)

1. Komponen Kunci

Dipilih : Komponen kunci ringan  $C_4H_6O_2$

Komponen kunci berat  $H_2O$

2. Persentase Komponen Kunci pada keluaran produk

Dirancang : Komponen kunci ringan pada produk atas = 95 %

Komponen kunci berat pada produk bawah = 98 %

3. Suhu didih umpan pada  $P_t=1$  atm

Suhu ( $T_1$ ) = 83.15 °C = 356.15 K

Tekanan ( $P_t$ ) = 1 atm = 760 mmhg

Dihitung secara iteratif sampai diperoleh  $\sum y_i = \sum K_i \cdot x_i = 1$

Tabel. 2 Data komponen untuk menghitung titik didih dan volatilitas relatif

Komponen	$x_i$	$P^o$	$K_i = P^o/P_t$	$y_i = K_i \cdot x_i$	$\alpha_i$
$C_4H_6O_2$	0.63575	1059.0419	1.3935	0.8859	2.6427
$H_2O$	0.00664	400.7441	0.5273	0.0035	1.0000
$CH_3COOH$	0.35761	229.5161	0.3020	0.1080	0.5727
Total	1			1.00	

Diperoleh suhu didih umpan ( $T_{didih}$ ) = 356.15 K

4. Distribusi Komponen Distilat dan Hasil Bawah

Untuk menghitung distribusi komponen non kunci dihitung dengan korelasi Hengstebeck seperti yang dibahas Matthew van Winkle, Distillation, McGraw Hill, New York, 1967, hal.291.

$$\ln \left( \frac{D_i}{B_i} \right) = C \cdot \ln(\alpha_i) + A$$

Dimana:

$B_i$  = Kecepatan mol komponen i pada residu (kmol/jam)

$C, A$  = Konstanta

$D_i$  = Kecepatan mol komponen i pada distilat (kmol/jam)

$\alpha_i$  = Volatilitas realatif komponen i

- a. Komponen kunci ringan  $C_4H_6O_2$

Komponen kunci ringan yang terpengut sebagai hasil atas :

= 0.95 x 88.0072 kmol/jam

$$= 83.6069 \text{ kmol/jam} \quad (\text{Di})$$

Komponen kunci ringan yang terpungut sebagai hasil bawah

$$= 88.0072 - 83.6069 \text{ kmol/jam}$$

$$= 4.4004 \text{ kmol/jam} \quad (\text{Bi})$$

Maka :

$$\ln \left( \frac{83.6069}{4.40036} \right) = C \cdot \ln(2.6427) + A$$

$$2.9444 = 0.97 C + A \quad \dots(1)$$

b. Komponen kunci berat H<sub>2</sub>O

Komponen kunci berat yang terpungut sebagai hasil bawah

$$= 0.98 \times 0.9193 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0.9010 \text{ kmol/jam} \quad (\text{Bi})$$

Komponen kunci berat yang terpungut sebagai hasil atas

$$= 0.9193 - 0.9010 \text{ kmol/jam}$$

$$= 0.0184 \text{ kmol/jam} \quad (\text{Di})$$

Maka :

$$\ln \left( \frac{0.0184}{0.9010} \right) = C \cdot \ln(1) + A$$

$$-3.8918 = 0 C + A \quad \dots(2)$$

$$A = -3.89$$

Substitusikan nilai A ke pers (1)

$$2.94 = 0.97 C - 3.89$$

$$6.84 = 0.97 C$$

$$C = 7.03$$

Sehingga :

$$\ln \left( \frac{D_i}{B_i} \right) = 7.03 \ln(\alpha_i) - 3.89$$

c. Komponen CH<sub>3</sub>COOH

$$\ln \left( \frac{D_i}{B_i} \right) = 7.03 \ln(0.5727) - 3.89$$

$$\ln \left( \frac{D_i}{B_i} \right) = -7.81$$

$$\left( \frac{D_i}{B_i} \right) = 0.0004$$

Maka :

$$D_i = 0.0004 B_i$$

Dimana :

$$D_i + B_i = 49.5 \text{ kmol/jam}$$

Sehingga :

$$0.0004 B_i + B_i = 49.5 \text{ kmol/jam}$$

$$1.0004 B_i = 49.5 \text{ kmol/jam}$$

$$B_i = 49.48 \text{ kmol/jam}$$

$$D_i = 0.02 \text{ kmol/jam}$$

(karena Di sangat kecil dianggap seluruhnya keluar sebagai hasil bawah)



Sehingga diperoleh neraca massa pada Menara Distilasi (MD-01) sebagai berikut:

Tabel 3. Data hasil Feed, Distilate, dan Bottom Menara Distilasi (MD-01)

Komponen	Feed		Distillate		Bottom	
	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam	kmol/jam	kg/jam
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	88.01	7,576.54	83.61	7,197.72	4.40	378.83
H <sub>2</sub> O	0.92	16.55	0.02	0.33	0.90	16.22
CH <sub>3</sub> COOH	49.50	2,972.72	0.00	0.00	49.50	2,972.72
Total	138.43	10565.81	83.63	7198.05	54.81	3367.76

#### 5. Kondisi Operasi Atas

Menghitung suhu embun distilat dengan cara iterasi sampai diperoleh  $\Sigma x_i = 1$

$$P_t = 1 \text{ atm}$$

Tabel 4. Data komponen untuk menghitung suhu embun pada operasi distilat.

Komponen	y <sub>i</sub>	P <sub>o</sub>	K <sub>i</sub> =P <sub>o</sub> /P <sub>t</sub>	x <sub>i</sub> =y <sub>i</sub> /k <sub>i</sub>	α
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.9998	7.61E+02	1.00E+00	9.98E-01	2.71
H <sub>2</sub> O	0.0002	2.81E+02	3.69E-01	5.96E-04	1.00
Total	1.0000			1.00	

$$\text{Diperoleh Tembun} = 345.94 \text{ K} = 72.9 \text{ }^\circ\text{C}$$

Menghitung suhu didih distilat dengan cara iterasi sampai diperoleh  $\Sigma y_i = 1$

$$P_t = 1 \text{ atm}$$

Tabel 5. Data komponen untuk menghitung suhu didih pada operasi distilat.

Komponen	y <sub>i</sub>	P <sub>o</sub>	K <sub>i</sub> =P <sub>o</sub> /P <sub>t</sub>	x <sub>i</sub> =y <sub>i</sub> /k <sub>i</sub>	α
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.9998	760.1093	1.E+00	1.E+00	2.71
H <sub>2</sub> O	0.0002	280.1658	4.E-01	8.E-05	1.00
Total	1.0000			1.00	

$$\text{Diperoleh Tembun} = 345.90 \text{ K} = 72.9 \text{ }^\circ\text{C}$$

#### 6. Kondisi Operasi Bawah

Menghitung suhu didih bottom dengan cara iterasi sampai diperoleh  $\Sigma y_i = 1$

$$P_t = 1 \text{ atm}$$

Tabel 6. Data komponen untuk menghitung suhu didih pada operasi bottom

Komponen	x <sub>i</sub>	P <sub>o</sub>	K <sub>i</sub> =P <sub>o</sub> /P <sub>t</sub>	y <sub>i</sub> =x <sub>i</sub> *k <sub>i</sub>	α
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.0803	2374.1396	3.E+00	3.E-01	2.13
H <sub>2</sub> O	0.0164	1115.2528	1.E+00	2.E-02	1.00
CH <sub>3</sub> COOH	0.9033	609.9253	8.E-01	7.E-01	0.55
Total	1.0000			1.00	

$$\text{Diperoleh Tdidih} = 384.29 \text{ K} = 111 \text{ }^\circ\text{C}$$

**Menentukan Plate Minimum**

Dihitung dengan persamaan Fenske:

$$N_{\min} + 1 = \frac{\ln \left[ \left( \frac{X_{lk}}{X_{hk}} \right)_D \cdot \left( \frac{X_{hk}}{X_{lk}} \right)_B \right]}{\ln \alpha_{\text{avg}}}$$

$$\alpha_{\text{avg}} = \sqrt{\alpha_{\text{top}} \cdot \alpha_{\text{bot}}}$$

Dimana :

- $N_{\min}$  = Jumlah plate minimal
- $x_{lk}$  = Fraksi mol komponen kunci ringan
- $x_{hk}$  = Fraksi mol komponen kunci berat
- D = Distilat
- B = Residu
- $\alpha_{\text{avg}}$  = Volatilitas relatif rata-rata
- $\alpha_{\text{top}}$  = Volatilitas relatif pada distilat =  $(k_{lk}/k_{hk})_D$
- $\alpha_{\text{bottom}}$  = Volatilitas relatif pada bottom =  $(k_{lk}/k_{hk})_B$

1. Volatilitas Relatif Rata-rata ( $\alpha_{\text{avg}}$ )

$$\alpha_{\text{top}} = 2.71$$

$$\alpha_{\text{bottom}} = 2.13$$

$$\alpha_{\text{avg}} = (2.13 \times 2.71)^{1/2}$$

$$\alpha_{\text{avg}} = 2.4$$

2. Jumlah Plate Minimum ( $N_{\min}$ )

$$N_{\min} + 1 = 6.66$$

$$N_{\min} = 5.66 \approx 6 \text{ plate}$$

Maka, dengan pembulatan diperoleh nilai  $N_{\min} = 6$  plate

**Menentukan Reflux**

Dihitung dengan persamaan Underwood :

$$1 - q = \sum \frac{\alpha_{fi} X_{fi}}{\alpha_{fi} - \theta}$$

$$R_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{Di} X_{Di}}{\alpha_{Di} - \theta}$$

Dimana :

- q = Kondisi termal umpan (panas yang diperlukan untuk menjadikan 1 mol umpan uap jenuh/panas laten mol)
- q = 1 untuk umpan pada titik didihnya (cair jenuh)
- q = 0 untuk umpan pada titik embunnya (uap jenuh)
- $\alpha_i$  = Volatilitas relatif masing-masing komponen
- $x_{fi}$  = Fraksi mol masing-masing komponen umpan
- $\theta_{fi}$  = Konstanta Underwood
- $R_{\min}$  = Refluks rasio minimum

## 1. Konstanta Underwood

Umpan masuk pada keadaan cair jenuh, maka  $q = 1$

Persamaan Underwood menjadi :

$$0 = \sum \frac{\alpha_{fi} x_{fi}}{\alpha_{fi} - \theta}$$

Tabel 7. Data komponen untuk menghitung Konstanta Underwood

Komponen	$x_{fi}$	$\alpha_i$	$\alpha_i x_{fi}$	$\alpha_i - \theta$	$\frac{\alpha_i x_{fi}}{(\alpha_i - \theta)}$
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.64	2.6427	1.6801	2.6427	0.6357
H <sub>2</sub> O	0.01	1.0000	0.0066	-0.0067	-0.9933
CH <sub>3</sub> COOH	0.36	0.5727	0.2048	0.5727	0.3576
Total	1.00				0.00

Diperoleh  $\theta = 1.01$

2. Refluks Rasio Minimum (R<sub>min</sub>)

Persamaan Underwood :

$$R_{\min} + 1 = \sum \frac{\alpha_{Di} x_{Di}}{\alpha_{Di} - \theta}$$

Dengan  $\theta = 1.01$  maka :

Tabel 8. Data komponen untuk menghitung reflux rasio minimum

Komponen	$x_{Di}$	$\alpha_i$	$\alpha_i x_{Di}$	$\alpha_i - \theta$	$\frac{\alpha_i x_{Di}}{(\alpha_i - \theta)}$
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.9984	2.7124	2.7082	1.7058	1.5877
H <sub>2</sub> O	0.0006	1.0000	0.0006	-0.0067	-0.0891
CH <sub>3</sub> COOH	0.0000	0.5489	0.0000	-0.4577	0.0000
Total	1.00				1.50

$R_{\min} + 1 = 1.50$

Maka,  $R_{\min} = 0.50$

## 3. Reflux Operasi

Karena media pendingin yang digunakan adalah air maka diperoleh  $R/R_{\min} = 1.2 - 1.5$

$R/R_{\min} = 1.15$

$R = 1.15 R_{\min}$

$R = 0.57$

**Menentukan Jumlah Plate**1. Plate Teoritis (N<sub>teoritis</sub>)

Untuk menentukan jumlah plate teoritis dapat menggunakan grafik dengan cara Fenske Underwood – Gilliland dari Fig 8-5. Chemical Engineering Calculation 3rd Edition.

Dengan,

$$\left( \frac{x_{lk}}{x_{hk}} \right)_D \cdot \left( \frac{x_{hk}}{x_{lk}} \right)_B = \left( \frac{0.9984}{0.0006} \right) \left( \frac{0.0164}{0.0803} \right) = 343.23$$

$R/R_{\min} = 1.3$

$\alpha_{avg} = 2.40$

Didapat N<sub>teoritis</sub> = 13

2. Efisiensi Plate ( $\eta$ )

Didekati dengan cara O'Connell yang diperoleh dari Towler G. Ray Sinnott Chemical Engineering Design, Elsevier, San Diego, (2008), halaman 847, tentang hubungan antara  $a_i$ ,  $x_i$ ,  $\mu_i$  dengan efisiensi Plate.

$\alpha_f$  = Volatilitas relatif rerata dalam umpan

$\mu_f$  = Viskositas rerata dalam umpan

Tumpuan = 356 K

Tabel 9. Data komponen untuk menghitung viskositas

Komponen	BM	$y_i$	$\mu_i$	$y_i \cdot BM^{0,5}$	$y_i \cdot \mu_i \cdot BM^{0,5}$
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	86.09	0.8859	0.25	8.2198	2.09E+00
H <sub>2</sub> O	18.00	0.0035	0.34	0.0149	5.03E-03
CH <sub>3</sub> COOH	60.05	0.1080	0.55	0.8369	4.57E-01
Total				9.07	2.55

Untuk menghitung sifat fisis campuran, yaitu viskositas digunakan rumus sebagai berikut (Perrys, 1997) :

Maka, viskositas campuran :

$$\mu = \frac{2.55}{9.07}$$

$$= 0.2810 \text{ cP}$$

Dari pers. 8-74, hal. 44, Ludwig, 1987 :

$$\begin{aligned} \text{Efisiensi } (\eta) &= 0,54159 - 0,28531 \log (\alpha \text{avg} \cdot \mu) \\ &= 0.5903 \\ &= 59.03 \% \end{aligned}$$

## 3. Plate Aktual

$$N_{\text{aktual}} = \frac{N_{\text{teoritis}}}{\text{Efisiensi } (\eta)} + 1$$

Maka:

$$\begin{aligned} N_{\text{aktual}} &= \frac{13}{0.5903} + 1 \\ &= 23.02 \text{ plate} \end{aligned}$$

Jadi dengan pembulatan, diperoleh Naktual = 24 plate

**Menentukan Letak Umpan**

Dihitung dengan persamaan Kirk Bridge, diperoleh dari Towler, G., Ray Sinnott, Chemical Engineering Design, Elsevier, San Diego, (2008), halaman 676.

$$\log \left[ \frac{N_r}{N_s} \right] = 0,206 \log \left[ \left( \frac{B}{D} \right) \left( \frac{x_{f,hk}}{x_{f,lk}} \right) \left( \frac{x_{B,lk}}{x_{D,hk}} \right)^2 \right]$$

Dimana :

$N_r$  = Jumlah plate pada rectifying/enriching

$N_s$  = Jumlah plate pada stripping

$B$  = Kecepatan mol residu (Kmol/Jam)

$D$  = Kecepatan mol distilat (Kmol/Jam)

$x_f$  = Fraksi mol umpan

$x_B$  = Fraksi mol residu

$x_D$  = Fraksi mol distilat

Maka :

$$\log \frac{N_r}{N_s} = \log \left[ \frac{0.02}{83.61} \frac{0.01}{0.64} \left( \frac{0.08}{0.002} \right)^2 \right]$$

$$\log \frac{N_r}{N_s} = 1.68$$

$$\frac{N_r}{N_s} = 47.4$$

$$N_r = 47.4 N_s$$

Dengan :

$$N_r + N_s = 24$$

Maka diperoleh

$$N_s = 0.50 \approx 1$$

Sehingga

$$N_r = 23$$

Maka menara distilasi terdiri dari :

$$\text{Seksi rectifying (} N_r \text{)} = 23$$

$$\text{Reboiler} = 1$$

$$\text{Seksi stripping (} N_s \text{)} = 1$$

Maka letak umpan berada pada plate ke-23 dari atas atau plate ke-1 dari bawah

### Menentukan Diameter Menara

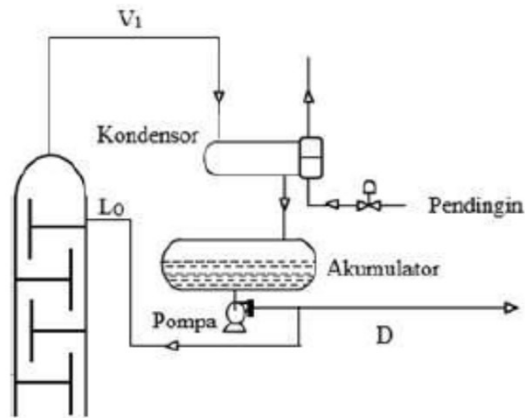
#### 1. Puncak Menara

Sketsa permasalahan

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

$$\text{Suhu uap} = 345.94 \text{ K}$$

$$\text{Suhu cair} = 345.90 \text{ K}$$



Gambar 2. Sketsa Puncak Menara Distilasi

Neraca Komponen pada puncak menara :

$$V y_{1i} = L x_{0i} + D x_{Di}$$

Dimana:

$D$  = Kecepatan mol distilat, Kmol/Jam

$V$  = Kecepatan mol uap, Kmol/Jam

$x_0$  = Fraksi mol masing-masing komponen pada cairan reflux

$x_D$  = Fraksi mol masing-masing komponen pada distilat

$$V = L_o + D$$

$$R_{op} = L_o/D$$

Maka :

$$V = (R_{op} + 1)D$$

$$= (0.57 + 1) \times 83.6 \text{ kmol/jam}$$

$$V = 131.58 \text{ kmol/jam}$$

a. Komposisi Uap

Fraksi mol uap = fraksi mol distilat karena kondensor total, dihitung berdasarkan persamaan :

$$V_i = y_i \cdot V$$

Dimana :

$V$  = Kecepatan mol uap total (Kmol/Jam).

$V_i$  = Kecepatan mol masing-masing komponen (Kmol/Jam).

$y_i$  = Fraksi mol masing-masing komponen

Dengan nilai  $V$  sebesar 131.58 kmol/jam

Tabel 10. Data komponen uap pada puncak menara distilasi.

Komponen	$y_i$	$V_i$		Fraksi Massa
		kmol/jam	kg/jam	
$C_4H_6O_2$	0.9998	131.55	11,324.82	0.99995
$H_2O$	0.0002	0.03	0.52	4.6E-05
Total	1.0000	131.58	11,325.34	1

b. Komposisi Cair

Komposisi cair pada puncak menara distilasi dapat dihitung dengan persamaan :

$$L_i = V_i - D_i$$

Dimana:

$L_i$  = Kecepatan mol masing-masing komponen (kmol/jam).

Tabel 11. Data komponen cair pada puncak menara distilasi

Komponen	BM	$L_o$ kmol/jam	Fraksi Mol	$L_o$ kg/jam	Fraksi Massa
$C_4H_6O_2$	86.09	47.9394	0.99978	4,127.10	0.99995
$H_2O$	18.00	0.0105	0.00022	0.19	4.6E-05
Total		47.9499	1	4,127.29	1

c. Tinjauan Fase Uap

Menentukan berat molekul rata-rata

$$BM_{avg} = \sum BM_i \cdot x_i$$

Tabel 12. Data berat molekul komponen uap pada puncak menara distilasi

Komponen	BM	$x_i$	$BM_i \cdot x_i$
$C_4H_6O_2$	86.09	0.99978	86.07
$H_2O$	18.00	0.00022	0.00
Total		1	86.08

Maka,  $BM_{avg} = 86.08 \text{ kg/kmol}$

## d. Rapat Massa Fase Uap

Didekati dengan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{P \cdot B_{mavg}}{R \cdot T}$$

Dimana:

$\rho_g$  = Rapat massa fase uap (g/L)

$B_{mavg}$  = Berat molekul campuran uap (g/mol)

$P$  = Tekanan total

$R$  = Konstanta gas ideal (0,0821 atm.L/mol.K)

$T$  = Suhu operasi (K)

Maka, rapat massa fase uap :

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{1 \times 86.1}{0.0821 \times 345.94} \\ &= 3.03 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0.19 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

## e. Tinjauan Fase Cair

Perhitungan rapat massa fase cair digunakan rumus sebagai berikut :

$$\rho_l = \sum x_i \rho_i$$

Tabel 13. Data rapat massa cair setiap komponen

Komponen	$x_i$	$\rho_i$	$x_i \cdot \rho_i$
$C_4H_6O_2$	0.99995	0.86	0.86423
$H_2O$	0.00005	0.98	0.00005
Total	1		0.86427

$$\begin{aligned} \text{Maka, } \rho_l &= 0.86 \text{ gr/ml} \\ &= 864.27 \text{ kg/m}^3 \\ &= 53.95 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

## f. Tegangan Muka

Perhitungan tegangan mukadigunakan rumus sebagai berikut :  $\tau = \sum x_i \cdot \tau_i$

Dimana:

$\tau$  = Tegangan muka (dyne/cm)

$x_i$  = Fraksi massa masing-masing komponen

Dengan:

$$T = 345.90 \text{ K}$$

Tabel 14. Data tegangan muka setiap komponen

Komponen	$x_i$	$\tau_i$	$x_i \cdot \tau_i$
$C_4H_6O_2$	0.99995	524.00	17.8237
$H_2O$	0.00005	61.76	0.0028
Total	1		17.83

$$\text{Maka, diperoleh } = 17.8 \text{ dyne/cm}$$

## g. Konstanta Tray Spacing

Untuk menentukan Konstanta Tray Spacing dapat menggunakan fig.6.1 yaitu tray spacing constants (K) vs tray spacing dan parameter tinggi slot (hs).

Dipilih :

Tray spacing = 24 in

hs = 2 in

Sehingga dari fig 6.1 diperoleh :

K = 0.16 ft/s

h. Kecepatan Uap

Dihitung dengan rumus (persamaan 11.81 Towler, dan Sinnott, 2008) :

$$V_{maks} = K \left( \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5} \left( \frac{\tau}{20} \right)^{0.2}$$

Dimana:

K = Konstanta tray spacing (ft/s)

Vmaks = Kecepatan uap maksimum (ft/s)

$\rho_l$  = Rapat massa fase cair (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_g$  = Rapat massa fase uap (kg/m<sup>3</sup>)

$\tau$  = Tegangan muka (dyne/cm)

Maka, kecepatan uap maksimum :

$$V_{maks} = 0.16 \left( \frac{53.96 - 0.19}{0.19} \right)^{0.5} \left( \frac{17.8}{20} \right)^{0.2}$$

Vmaks = 2.64 ft/s

Kecepatan uap operasi 70% kecepatan maksimum, maka :

Vuap = 0.7 x 2.64 ft/s

= 1.85 ft/s

i. Kecepatan Volumetrik Uap

Dihitung dengan rumus :

$$Q_{uap} = \frac{\text{kecepatan massa uap}}{\rho_g}$$

Maka, kecepatan volume uap :

$$Q_{uap} = \frac{1.85}{0.19}$$

= 36.66 ft<sup>3</sup>/s

j. Luas Penampang Menara

Luas penampang tray :

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{0.88 V_{uap}}$$

Dimana :

A<sub>t</sub> = Luas penampang (ft<sup>2</sup>)

Q<sub>uap</sub> = Kecepatan volumetrik uap (ft<sup>3</sup>/s)

V<sub>uap</sub> = Kecepatan linear uap (ft/s)

Maka diperoleh luas penampang tray sebagai berikut :

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{36.66}{1.6237} \\ &= 22.577 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$



## k. Diameter Menara

Dihitung dengan rumus :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}}$$

Dimana :

D = Diameter menara (ft)

A<sub>t</sub> = Luas penampang (ft<sup>2</sup>)

Maka, diameter menara :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 22.57}{3.14}}$$

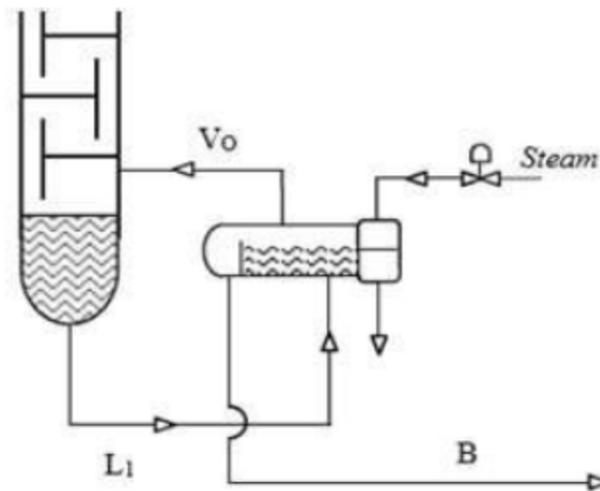
$$D = 5.36 \text{ ft}$$

$$D = 1.63 \text{ m}$$

## 2. Dasar Menara

Sketsa Permasalahan

Tekanan = 1 atm

T<sub>didih</sub> = 384.287 K

Gambar 3. Sketsa Dasar Menara Distilasi

Dimana:

L<sub>1</sub> = Kecepatan massa cairan (Kg/Jam)V<sub>o</sub> = Kecepatan massa uap (Kg/Jam)

B = Kecepatan massa residu (Kg/Jam)

x<sub>i</sub> = Fraksi mol fase cairy<sub>i</sub> = Fraksi mol fase uapx<sub>B</sub> = Fraksi mol masing-masing komponen pada residu

Komposisi Hasil Bawah

Tabel 15. Data komponen hasil bawah Menara Distilasi

Komponen	BM	B <sub>i</sub>	
		kmol/jam	kg/jam
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	86.09	4.40	378.83
H <sub>2</sub> O	18.00	0.90	16.22

CH <sub>3</sub> COOH	60.05	49.50	2972.72
Total		54.81	3367.76

## a. Komposisi Fase Uap Keluar Reboiler

Kecepatan mol  $V_0$  = kecepatan mol  $V_1$ , karena aliran konstan molal.

Maka, komposisi uap dapat dihitung berdasarkan persamaan:

$$V_i = y_i \cdot V_1$$

Dimana :

$V$  = Kecepatan mol uap total

$V_i$  = Kecepatan mol masing-masing komponen uap

$y_i$  = Fraksi mol masing-masing komponen

Dengan  $V_1 = 131.58$  kmol/jam, maka komposisi uap terdiri dari:

Tabel 16. Data komponen yang keluar dari reboiler

Komponen	BM	$y_i$	$V_0$	
			kmol/jam	kg/jam
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	86.09	0.25	33.00	2,841.09
H <sub>2</sub> O	18.00	0.02	3.17	57.13
CH <sub>3</sub> COOH	60.05	0.72	95.38	5,727.53
Total			131.55	8,625.75

## b. Komposisi Fase Cair Masuk Reboiler

Dihitung dari neraca massa :

$$L_i = V_i + B_i$$

Dimana:

$B_i$  = Kecepatan massa residu reboiler (Kg/Jam)

$L_i$  = Kecepatan massa fase cair masuk reboiler (Kg/Jam)

$V_i$  = Kecepatan massa fase uap keluar reboiler (Kg/Jam)

Tabel 17. Data komponen yang masuk dari reboiler

Komponen	BM	$V_0$		Fraksi mol	Fraksi massa
		kmol/jam	kg/jam		
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	86.09	37.40	3,219.91	0.20	0.27
H <sub>2</sub> O	18.00	4.08	73.35	0.02	0.01
CH <sub>3</sub> COOH	60.05	144.88	8,700.25	0.78	0.73
Total		186.36	11,993.52	1.00	1.00

## c. Suhu Masuk Reboiler

$$P = 1 \text{ atm}$$

Suhu operasi bawah merupakan suhu didih dari residu, dihitung secara iterasi sampai diperoleh  $\sum y_i = \sum k_i \cdot x_i = 1$

Tabel 18. Data komponen untuk menghitung suhu didih pada operasi bawah

Komponen	$x_i$	$P_o$	$K_i = P_o/P_t$	$y_i = x_i \cdot k_i$
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.2007	1906.9072	2.5091	0.5036
H <sub>2</sub> O	0.0219	844.6765	1.1114	0.0243
CH <sub>3</sub> COOH	0.7774	467.5532	0.6152	0.4783
Total	1.0000			1.01

## d. Tinjauan Fase Uap

Menentukan berat molekul rata-rata

$$BM_{avg} = \sum BM_i \cdot x_i$$

Tabel 19. Data berat molekul komponen uap pada dasar menara distilasi

Komponen	BM	$y_i$	$BM_i \cdot y_i$
$C_4H_6O_2$	86.09	0.25	21.59
$H_2O$	18.00	0.02	0.43
$CH_3COOH$	60.05	0.72	43.53
Total		1.00	65.56

Maka,  $BM_{avg} = 65.56 \text{ kg/kmol}$ 

## e. Rapat Massa Fase Uap

Didekati dengan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{P \cdot BM_{avg}}{R \cdot T}$$

Dimana:

 $\rho_g$  = Rapat massa fase uap (gr/L) $BM_{avg}$  = Berat molekul campuran uap (gr/mol)

P = Tekanan total

R = Konstanta gas ideal (0,0821 atm.L/mol.K)

T = Suhu operasi (K)

Maka, rapat massa fasa uap :

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{1 \times 65.6}{0.0821 \times 384.29} \\ &= 2.08 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0.13 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

## f. Tinjauan Fase Cair

Perhitungan rapat massa fasa cair digunakan rumus sebagai berikut :

$$\rho_l = \sum x_i \rho_i$$

Tabel 20. Data rapat massa cair setiap komponen

Komponen	$x_i$	$\rho_i$	$x_i \cdot \rho_i$
$C_4H_6O_2$	0.26847	0.81	0.21716
$H_2O$	0.00612	0.94	0.00578
$CH_3COOH$	0.72541	0.95	0.68706
Total	1.00		0.91000

Maka,  $\rho_l = 0.9100 \text{ gr/ml}$ 

$$= 910.00 \text{ kg/m}^3$$

$$= 56.81 \text{ lb/ft}^3$$

## g. Tegangan Muka

Perhitungan tegangan mukadigunakan rumus sebagai berikut :

$$\tau = \sum x_i \cdot \tau_i$$

Dimana:

 $\tau$  = Tegangan muka (dyne/cm) $x_i$  = Fraksi massa masing-masing komponen

Dengan T = 384.29 K

Tabel 21. Data tegangan muka setiap komponen

Komponen	$x_i$	$\tau_i$	$x_i \cdot \tau_i$
----------	-------	----------	--------------------

C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.2685	13.16	3.53
H <sub>2</sub> O	0.0061	56.12	0.34
CH <sub>3</sub> COOH	0.7254	18.64	13.52
Total	1		17.40

Maka, diperoleh = 17.4 dyne/cm

h. Konstanta Tray Spacing

Untuk menentukan Konstanta Tray Spacing dapat menggunakan fig.6.1 yaitu tray spacing constants (K) vs tray spacing dan parameter tinggi slot (hs).

Dipilih :

Tray spacing = 24 in

hs = 2 in

Sehingga dari fig 6.1 diperoleh :

K = 0.16 ft/s

i. Kecepatan Uap

Dihitung dengan rumus (persamaan 11.81 Towler, dan Sinnott, 2008) :

$$V_{maks} = K \left( \frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0.5} \left( \frac{\tau}{20} \right)^{0.2}$$

Dimana:

K = Konstanta tray spacing (ft/s)

Vmaks = Kecepatan uap maksimum (ft/s)

$\rho_l$  = Rapat massa fase cair (kg/m<sup>3</sup>)

$\rho_g$  = Rapat massa fase uap (kg/m<sup>3</sup>)

$\tau$  = Tegangan muka (dyne/cm)

Maka, kecepatan uap maksimum :

$$V_{maks} = 0.16 \left( \frac{56.84 - 0.13}{0.13} \right)^{0.5} \left( \frac{17.4}{20} \right)^{0.2}$$

Vmaks = 3.25 ft/s

Kecepatan uap operasi 70% kecepatan maksimum, maka :

Vuap = 0.7 x 3.25 ft/s

= 2.28 ft/s

j. Kecepatan Volumetrik Uap

Dihitung dengan rumus :

$$Q_{uap} = \frac{\text{kecepatan massa uap}}{\rho_g}$$

Maka, kecepatan volume uap :

$$Q_{uap} = \frac{2.28}{0.13}$$

= 40.72 ft<sup>3</sup>/s

k. Luas Penampang Menara

Luas penampang tray :

$$A_t = \frac{Q_{uap}}{0.88 V_{uap}}$$

Dimana :

A<sub>t</sub> = Luas penampang (ft<sup>2</sup>)

Quap = Kecepatan volumetrik uap (ft<sup>3</sup>/s)

Vuap = Kecepatan linear uap (ft/s)

Maka diperoleh luas penampang tray sebagai berikut :

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{40.72}{2.0036} \\ &= 20.32 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

#### 1. Diameter Menara

Dihitung dengan rumus :

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot A_t}{\pi}}$$

Dimana :

D = Diameter menara (ft)

A<sub>t</sub> = Luas penampang (ft<sup>2</sup>)

Maka, diameter menara :

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 20.32}{3.14}}$$

$$D = 5.09 \text{ ft}$$

$$D = 1.55 \text{ m}$$

Diameter atas dan bawah yang digunakan harus sama dan karena ukuran diameter atas . menara lebih besar sehingga dipilih ukuran diameter menara yaitu 1,63 m

### Menghitung Tinggi Menara Distilasi

Dihitung dengan persamaan:

$$H_t = H_1 + H_2 + H_3 + H_4$$

Dimana :

H<sub>1</sub> = Tinggi cairan (m)

H<sub>2</sub> = Tinggi ruang kosong bawah (m)

H<sub>3</sub> = Tinggi tray (m)

H<sub>4</sub> = Tinggi ruang kosong atas (m)

H<sub>t</sub> = Tinggi total (m)

#### 1. Tinggi Cairan (H1)

Dihitung dengan persamaan:

$$V_1 = \frac{L_1 \cdot \theta}{\rho l}$$

$$H_1 = \frac{V_1}{A_t}$$

Dimana:

A<sub>t</sub> = Luas penampang menara (m<sup>2</sup>)

H<sub>1</sub> = Tinggi cairan (m)

L<sub>1</sub> = Kecepatan volume cairan (Kg/menit)

V<sub>1</sub> = Volume cairan (m<sup>3</sup>)

ρ<sub>l</sub> = Densitas fase cair (Kg/m<sup>3</sup>)

θ = Waktu tinggal cairan (menit)

Waktu tinggal cairan

Diprediksi berdasarkan Kister, H. Z., Distillation Operations, McGraw Hill, New York, (1991), halaman 93.

Diperoleh waktu tinggal,  $\Theta = 2$  menit

Maka, volume cairan :

$$V_1 = \frac{199.89 \times 2}{910.00}$$

$$= 0.44 \text{ m}^3$$

Dengan  $D = 1.63 \text{ m}$

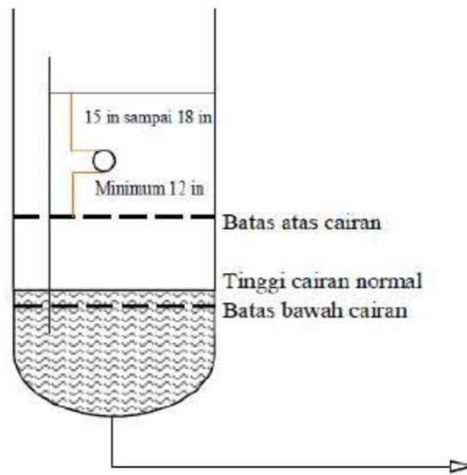
$$H_1 = \frac{0.44}{(3.14/4) \times 2.66}$$

$$= 0.21 \text{ m}^3$$

$$= 8.29 \text{ in}$$

## 2. Tinggi Ruang Kosong (H2)

Dihitung berdasarkan Kister, H. Z., Distillation Operation, McGraw Hill, New York, halaman 84.



Gambar 4. Sketsa ruang kosong bawah

Untuk menghitung tinggi ruang kosong bawah maka perlu dihitung :

### a. Rapat Massa Campuran

Rapat massa campuran dihitung dengan persamaan :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{\%uap}{\rho_v} + \frac{\%cair}{\rho_l}}$$

Dimana :

$\rho_m$  = Rapat massa campuran (lb/ft<sup>3</sup>)

$\rho_l$  = Rapat massa cair (lb/ft<sup>3</sup>)

$\rho_v$  = Rapat massa uap (lb/ft<sup>3</sup>)

Karena fluida yang mengalir dalam nozle merupakan uap yang berasal dari reboiler maka  $\%cair = 0$ , dan  $\%uap = 100\%$ . Maka rapat massa campuran :

$$\rho_m = \frac{100\%}{\frac{100\%}{0.13}}$$

$$= 0.13 \text{ lb/ft}^3$$

## b. Kecepatan Linear Gas

Kecepatan linier gas dihitung dengan persamaan Kister H.Z. "Distillation Operation" McGraw Hill New York 1991 hal. 86 :

$$V_{lin} = \sqrt{\frac{4000}{\rho m}}$$

Dimana :

$V_{lin}$  = Kecepatan linear gas (ft/s)

$\rho m$  = Rapat massa campuran (lb/ft<sup>3</sup>)

Maka, kecepatan linier gas :

$$\begin{aligned} V_{lin} &= \sqrt{\frac{4000}{0.13}} \\ &= 175.60 \text{ ft/s} \\ &= 53.52 \text{ m/s} \end{aligned}$$

## c. Luas Penampang Pipa Nozzle

Kecepatan linier gas dihitung dengan persamaan :

$$A_p = \frac{Q_v}{V_{lin}}$$

Dimana :

$A_p$  = Luas penampang pipa nozzle (m<sup>2</sup>)

$Q_v$  = Kecepatan volume uap (m<sup>3</sup>/s)

$V_{lin}$  = Kecepatan linear gas (m/s)

Maka, luas penampang pipa nozzle :

$$\begin{aligned} A_p &= \frac{1.15}{53.5} \\ &= 0.0215 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

## d. Diameter Nozzle untuk Uap

Diameter nozzle untuk uap dihitung dengan persamaan:

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_p}{3,14}}$$

Dimana :

$A_p$  = Luas penampang pipa nozzle (m<sup>2</sup>)

$D_{nozzle}$  = Diameter pipa nozzle (m)

Maka, diameter nozzle untuk uap :

$$D_{nozzle} = \sqrt{\frac{4 \times 0.0197}{3.14}}$$

$$\begin{aligned} D_{nozzle} &= 0.17 \text{ m} \\ &= 6.52 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel. 11, Kern, 1965) :

NPS = 8 in

Sc.No = 40

OD = 8.63 in

ID = 7.98 in

Maka tinggi ruang kosong bawah:

$$H2 = H1 + (12+18) \text{ in} + \text{OD}$$

Dimana :

$$H1 = \text{Tinggi penyangga (m)}$$

$$\text{OD} = \text{Diameter luar pipa (m)}$$

Maka, tinggi ruang kosong :

$$H2 = 8.29 + (12+18) + 8.63$$

$$H2 = 46.92 \text{ in} = 1.19 \text{ m}$$

### 3. Tinggi tray (H3)

Dihitung dengan persamaan:

$$H3 = (\text{jumlah tray} - 2) \times \text{jarak antar tray}$$

Maka, tinggi tray :

$$H3 = (24-2) \times 0.05 \text{ m}$$

$$= 11.18 \text{ m}$$

### 4. Tinggi Ruang Kosong Atas (H4)

$$\text{Tinggi ruang kosong atas dirancang } H4 = 1 \text{ m}$$

### 5. Tinggi Total

$$Ht = H1 + H2 + H3 + H4$$

$$Ht = 0.21 + 1.19 + 11.18 + 1$$

$$Ht = 13.37 \text{ m}$$

## Perancangan Plate

Dihitung berdasarkan persamaan pada Towler and Sinnott, 2008 :

$$\text{Diameter column (Dc)} = 1.63 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas penampang column (Ac)} &= \pi/4 \times (\text{Dc})^2 \\ &= \pi/4 \times (1.63)^2 \\ &= 2.09 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas downcomer (Ad)} &= 12\% \times \text{Ac} \\ &= 0.12 \times 1.81 \\ &= 0.22 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas net area (An)} &= \text{Ac} - \text{Ad} \\ &= 1.81 - 0.22 \\ &= 1.59 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas active area (Aa)} &= \text{Ac} - 2 \text{ Ad} \\ &= 2.09 - 2(0.22) \\ &= 1.59 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Luas hole area (Ah)} &= 5\% \times \text{Luas Aa} \\ &= 0.05 \times 1.59 \\ &= 0.08 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

#### a. Panjang Weir

Panjang weir diperoleh dengan bantuan Fig. 11. 33, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 725.

Dengan,

$$\frac{\text{Ad}}{\text{Ac}} \times 100\% = \frac{0.22}{2.09} \times 100\% = 10.5\%$$

Maka, dari fig. 11.33 diperoleh :



Diperoleh nilai  $lw/Dc = 0.75$

Maka dengan  $Dc = 1.63$  m, panjang weir ( $lw$ ) adalah :

$$\begin{aligned} \text{Panjang weir (lw)} &= 0.75 \times 1.63 \\ &= 1.27 \text{ m} \end{aligned}$$

b. Tinggi Weir

Tinggi weir berkisar antara 40 mm sampai 90 mm diperoleh dari Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 725. Maka, dipilih  $hw = 50 \text{ mm} = 0,05 \text{ m}$ .

c. Diameter Lubang

Diameter lubang berkisar antara 2,5 mm sampai 12 mm diperoleh dari Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 726. Maka, dipilih  $dh = 5 \text{ mm} = 0,005 \text{ m}$ .

d. Tebal Plate

Tebal plate yang digunakan untuk carbon steel adalah 5 mm (0,005 m), diperoleh dari Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 727.

e. Lebar Downcamer

Lebar Downcamer diperoleh dengan bantuan Fig. 11. 34, Towler and Sinnott, "Principles , Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 726.

Dengan nilai  $lw/Dc = 0.75$

Maka, dari fig. 11.34 diperoleh :

Diperoleh nilai  $lh/Dc = 0.18$

Maka dengan  $Dc = 1.63$  m, lebar downcamer ( $lh$ ) adalah :

$$\begin{aligned} \text{Lebar downcamer (lh)} &= 0.18 \times 1.63 \\ &= 0.14 \text{ m} \end{aligned}$$

f. Banyak Lubang

Dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned} \text{Jumlah lubang} &= \frac{Ah}{\text{Luas per lubang}} \\ \text{Jumlah lubang} &= \frac{0.08}{(3.14/4) \times (0.005)^2} \\ &= 4,038.49 \end{aligned}$$

**Check Weeping**

$$\begin{aligned} \text{Maximum liquid rate} &= 11,993.519 \text{ kg/jam} \\ &= 3.33 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Minimum liquid rate pada 70% turndown, maka :

$$\begin{aligned} \text{Minimum liquid rate} &= 0.7 \times 3.33 \text{ kg/s} \\ &= 2.33 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Menghitung Tinggi Cairan diatas Puncak Weir (how)

Dari Pers. 11. 85, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 724 :

$$how = 750 \left( \frac{Lw}{\rho l.lw} \right)^{2/3}$$

Dimana :

$h_{ow}$  = Tinggi cairan diatas weir (m)  
 $L_w$  = Kecepatan massa cairan (Kg/s)  
 $\rho_l$  = Rapat massa cairan (Kg/m<sup>3</sup>)  
 $l_w$  = Panjang weir (m)

Maka :

$$\begin{aligned}
 h_{ow \text{ maks}} &= 750 \left( \frac{3.12}{910.55 \times 1.27} \right)^{2/3} \\
 &= 15.17 \text{ mm liquid} \\
 h_{ow \text{ min}} &= 750 \left( \frac{2.19}{910.55 \times 1.27} \right)^{2/3} \\
 &= 11.96 \text{ mm liquid} \\
 h_w + h_{ow \text{ min}} &= 50 + 11.96 \text{ mm liquid} \\
 &= 61.96 \text{ mm liquid}
 \end{aligned}$$

#### Menghitung Kecepatan Gas Minimum yang Melewati Lubang/Hole

Dari Pers. 11. 84, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 722 :

$$v_{h \text{ min}} = \frac{[K_2 - 0,9 (25,4 - d_h)]}{\rho_v^{1/2}}$$

Dimana :

$v_h$  = Kecepatan minimum uap yang melewat lubang (m/s)  
 $K_2$  = Konstanta  
 $d_h$  = Diameter lubang (mm)  
 $\rho_v$  = Rapat massa gas (Kg/m<sup>3</sup>)

Dari Fig. 11. 32, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 724 didapatkan  $K_2 = 30.30$

Maka :

$$\begin{aligned}
 v_{h \text{ min}} &= \frac{[30.3 - 0.9(25.4 - 5)]}{2.63^{1/2}} \\
 v_{h \text{ min}} &= 5.16 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

#### Menghitung Kecepatan Gas actual minimum yang Melewati Lubang/Hole

Dihitung dengan persamaan :

$$\begin{aligned}
 v_{h \text{ aktual}} &= \frac{Q_{uap \text{ min}}}{A_h} \\
 &= \frac{0.8072}{0.08} \\
 &= 10.1845 \text{ m/s}
 \end{aligned}$$

Karena diperoleh kecepatan aktual > kecepatan minimum uap, sehingga tidak terjadi weeping.

#### **Check Entrainment**

Dihitung dengan mempertimbangkan % flooding dan nilai FLV, dengan berdasarkan dari Fig. 11.31 Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 723. Jika diperoleh nilai  $\psi < 0.1$  maka tidak terjadi

entrainment.

### Menghitung % Flooding

Dari Pers. 11. 83, Towler and Sinnott, “Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design”, Elsevier San Diego, 2008, hal. 722 :

$$\%Flooding = \frac{\text{kecepatan aktual (based on net area)}}{\text{kecepatan maks}} \times 100\%$$

$$V_{\text{aktual}} = \frac{Q_{\text{vap}}}{A_n}$$

Maka :

$$\begin{aligned} V_{\text{aktual}} &= \frac{1.15}{1.84} \\ &= 0.63 \text{ m/s} \\ \%Flooding &= \frac{0.63}{0.99} \times 100\% \\ &= 63.4 \% \end{aligned}$$

### Menghitung Parameter Flooding (FLV)

Dari pers. 11.82 Towler and Sinnott, “Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design”, Elsevier San Diego, 2008, hal. 720 diperoleh :

$$F_{LV} = \frac{L_1}{V_0} \sqrt{\frac{\rho v}{\rho L}}$$

Dimana :

$$F_{LV} = \text{Parameter Flooding}$$

Maka :

$$F_{LV} = \frac{11242.09}{7875.53} \sqrt{\frac{2.08}{910.55}}$$

$$F_{LV} = 0.07$$

Dari Fig. 11. 31, Towler and Sinnott, “Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design”, Elsevier San Diego, 2008, hal. 723 didapatkan  $\psi = 0,023$  (Kerena  $\psi < 1$  maka tidak terjadi entrainment)

### **Menghitung Pressure Drop**

Dari pers. 11.87 Towler and Sinnott, “Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design”, Elsevier San Diego, 2008, hal. 728 diperoleh :

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} \cdot h_t \cdot \rho_l$$

Dimana :

$$\Delta P_t = \text{Plate Pressure drop (Pa)}$$

$$h_t = \text{Plate Pressure drop (mm liquid)}$$

$$\rho_l = \text{Rapat massa cair (Kg/m}^3\text{)}$$

#### a. *Pressure Drop* untuk Mengatasi Lubang *Perforated*

Dihitung dengan menggunakan persamaan 11.88 Towler and Sinnott, “Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design”, Elsevier San Diego, 2008,

hal 728.

$$hd = 51 \left( \frac{Vh}{Co} \right)^2 \frac{\rho v}{\rho l}$$

Dimana :

$hd$  = *Pressure Drop* untuk Mengatasi Lubang *Perforated*

$Vh$  = Kecepatan linier uap melewati lubang *perforated* (m/s)

$Co$  = Koefisien uap lewat lubang *perforated*

$\rho v$  = Rapat massa uap ( $\text{Kg/m}^3$ )

$\rho l$  = Rapat massa cair ( $\text{Kg/m}^3$ )

Koefisien perforated  $Co$ , diperoleh dengan bantuan fig. 11.36 Towler dan Sinnott,

hal.729. Dengan :

$$\frac{\text{tebal plate}}{D_{\text{hole}}} = \frac{5 \text{ mm}}{5 \text{ mm}} = 1$$

$$\frac{Ah}{Ap} \approx \frac{Ah}{Aa} = 1$$

Maka, dari fig. 11.36 diperoleh :

Diperoleh nilai  $Co = 0.804$

$$Vh = \frac{Quap}{Ah} = \frac{1.15}{0.08} = 14.5 \text{ m/s}$$

Maka, *Pressure Drop* untuk Mengatasi Lubang *Perforated* :

$$hd = 51 \left( \frac{15.3}{0.804} \right)^2 \frac{2.08}{910.55}$$

$hd = 38.14 \text{ mm liquid}$

b. *Pressure Drop* untuk Mengatasi Tegangan Permukaan

Dihitung dengan menggunakan persamaan 11.89 Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal 730.

$$h\tau = \frac{12.5 \times 10^3}{\rho l}$$

Dimana :

$h\tau$  = *Pressure drop* untuk mengatasi tegangan muka (mm liquid)

$\rho l$  = Rapat massa cairan ( $\text{Kg/m}^3$ )

Maka :

$$h\tau = \frac{12.5 \times 10^3}{910.55}$$

= 13.74 mm liquid

c. Total *Plate Pressure Drop*

Dihitung dengan menggunakan persamaan 11.90 Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal 730.

$ht = hd + (hw + how) + h\tau$

Dimana :

$ht$  = Plate *Pressure drop* (mm liquid)

$hw$  = Tinggi weir (mm)

$how$  = Tinggi cairan di atas weir (mm liquid)

$hd$  = *Pressure Drop* untuk Mengatasi Lubang *Perforated*

$$\begin{aligned} h_t &= \text{Pressure drop untuk mengatasi tegangan muka (mm liquid) Maka :} \\ h_t &= 38.14 + (50+14.53) + 13.74 \\ h_t &= 117.04 \text{ mm liquid} \end{aligned}$$

*Plate Pressure Drop ( $\Delta P_t$ )*

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} \cdot h_t \cdot \rho_l$$

Maka :

$$\Delta P_t = 9,81 \times 10^{-3} \times 117.04 \times 864.27$$

$$\Delta P_t = 992.35 \text{ Pa}$$

$$\Delta P_t = 0.0098 \text{ atm/plate}$$

## KOREKSI KONDISI OPERASI

### 1. Koreksi Tekanan

$$P_{\text{puncak}} = 1 \text{ atm}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{pump}} &= P_{\text{puncak}} + (\text{plate umpan} \times \Delta P_t) \\ &= 1 \text{ atm} + (23 \times 0.0098 \text{ atm}) \\ &= 1.23 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{bottom}} &= P_{\text{puncak}} + [(N_t - 1) \times \Delta P_t] \\ &= 1 \text{ atm} + [(24 - 1) \times 0.0098 \text{ atm}] \\ &= 1.23 \text{ atm} \end{aligned}$$

### 2. Koreksi Kondisi

#### Kondisi Distilat

Menghitung suhu embun distilat dengan cara iterasi sampai diperoleh  $\sum x_i = 1$

$$P = 1 \text{ atm}$$

Tabel 22. Data komponen untuk menghitung suhu embun pada operasi distilat

Komponen	$y_i$	$P_o$	$K_i = P_o/P_t$	$x_i = y_i/k_i$
$C_4H_6O_2$	0.9998	761.0216	1.0013	0.9984
$H_2O$	0.0002	263.5664	0.3468	0.0006
Total	1.0000			1.00

$$\text{Diperoleh } T_{\text{embun}} = 345.94 \text{ K} = 72.94 \text{ } ^\circ\text{C}$$

#### Kondisi Umpan

Dihitung secara iteratif sampai diperoleh  $\sum y_i = \sum K_i \cdot x_i = 1$

$$P = 1.23 \text{ atm}$$

Tabel 23. Data komponen untuk menghitung titik didih

Komponen	$x_i$	$P_o$	$K_i = P_o/P_t$	$y_i = x_i \cdot k_i$
$C_4H_6O_2$	0.6357	1301.1254	1.3973	0.8883
$H_2O$	0.0066	520.2579	0.5587	0.0037
$CH_3COOH$	0.3576	294.3534	0.3161	0.1130
Total	1.0000			1.01

$$\text{Diperoleh } T_{\text{didih umpan}} = 362.87 \text{ K} = 89.87 \text{ } ^\circ\text{C}$$

#### Kondisi Bottom

Menghitung suhu didih bottom dengan cara iterasi sampai diperoleh  $\sum y_i = 1$

$$P = 1.23 \text{ atm}$$

Tabel 24. Data komponen untuk menghitung suhu didih pada operasi bottom.

Komponen	xi	Po	Ki=Po/Pt	yi=xi*ki
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.2007	2300.4049	2.4704	0.4958
H <sub>2</sub> O	0.0219	1071.5147	1.1507	0.0252
CH <sub>3</sub> COOH	0.7774	587.0092	0.6304	0.4901
Total	1.0000			1.01

Diperoleh Tdidih bottom = 383.09 K = 110.09 °C

### MECHANICAL DESIGN

#### 1. Tebal Shell

Tebal dinding shell dihitung dengan persamaan yang diperoleh dari ASME Section VIII Div. I, dimana untuk perencanaan tebal silinder menggunakan Paragraf UG 27. UG 27 digunakan untuk perhitungan tebal bejana karena tekanan internal.

> Tegangan *Circumferential*

$$t_s = \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C'$$

> Tegangan *Longitudinal*

$$t_s = \frac{P \cdot r}{2 \cdot f \cdot E - 0,4 \cdot P} + C'$$

Dimana :

$t_s$  = Tebal dinding shell (m)

$P$  = Tekanan dalam (psi)

$r$  = Radius dalam Shell (m)

$f$  = Allowable stress (psi)

$E$  = Efisiensi sambungan

$C'$  = Faktor Korosi (m)

Bahan yang dipilih : *Stainless Steel AISI type 410* . Ukuran :

a. Diameter dalam (Ids) = 1.63 m

b. Jari-jari shell (r) = 0.82 m

c. Tekanan dalam shell

$P$  operasi = 1.23 atm

Tekanan desain

Dirancang : Shell mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook" Butherfold, London (1999))

$P$  desain = (100% + 50%) x 1.2 atm

= 1.84 atm

$P$  gauge = 1.84 - 1 atm

= 0.84 atm

= 12.32 psig

d. Nilai maximum allowable stress (f) bahan-bahan :

*Stainless Steel AISI type 410* = 11,250 psi

(Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959)

e. Jenis sambungan yang digunakan adalah double welded butt-joint.

Maka nilai maksimum efisiensi sambungan →  $E$  = 0.8

(Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

f. Faktor korosi untuk bahan non korosif →  $C'$  = 0.125 in

0.00318 m

Maka diperoleh tebal *shell* :

Tegangan *Circumferential*

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r}{f \cdot E - 0,6 \cdot P} + C' \\ &= \frac{12,45 \times 0,76}{11250 \times 0,8 - 0,6 \times 11,76} + 0,00318 = 0,00429 \text{ m} \\ &= 0,16895 \text{ in} \end{aligned}$$

Tegangan *Longitudinal*

$$\begin{aligned} t_s &= \frac{P \cdot r}{2 \cdot f \cdot E - 0,4 \cdot P} + C' \\ &= \frac{12,45 \times 0,76}{2 \times 11250 \times 0,8 - 0,4 \times 11,76} + 0,00318 = 0,00373 \text{ m} \\ &= 0,14696 \text{ in} \end{aligned}$$

## 2. Tebal tutup dan alas reaktor

Untuk penutup reactor dipilih jenis Torispherical

Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada ASME Section VIII Div. I, dimana untuk perencanaan tebal silinder menggunakan Paragraf UG 32. Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$t_h = \frac{0,885 \cdot P \cdot I_{ds}}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C'$$

Dimana :

- th = Tebal tutup/alas reaktor (m)
- P = Tekanan dalam (psi)
- Ids = Diameter dalam Shell (m)
- f = Allowable stress (psi)
- E = Efisiensi sambungan
- C' = Faktor Korosi (m)

Tekanan desain

Dirancang : Shell mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook" Butherfold, London (1999))

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= (100\% + 50\%) \times 1,2 \text{ atm} \\ &= 1,84 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{gauge}} &= 1,84 - 1 \text{ atm} \\ &= 0,8 \text{ atm} \\ &= 12,32 \text{ psig} \end{aligned}$$

Maka diperoleh tebal tutup/alas reaktor :

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0,885 \cdot P \cdot I_{ds}}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + 0,00318 \\ t_h &= \frac{0,885 \times 12,45 \times 0,76}{11250 \times 0,8 - 0,1 \times 11,76} + 0,00318 = 0,00515 \text{ m} \\ &= 0,20 \text{ in} \end{aligned}$$

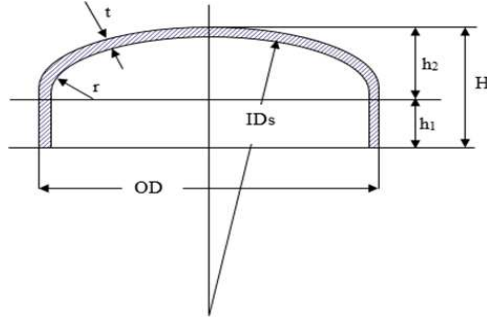
Dari hasil perhitungan di atas didapat :

Tebal shell akibat tegangan Circumferential	=	0,16895 in	
Tebal shell akibat tegangan Longitudinal	=	0,00373 in	
Tebal tutup/alas reaktor	=	0,20 in	
Maka dipilih tebal dinding reaktor sebesar	=	0,25 in	(Brownell and Young,
	=	0,00635 m	Hal 87)

Maka,

$$\begin{aligned}
 \text{ODS} &= (\text{IDS} + 2 \times t) \\
 &= 1.63 \text{ m} + 2 \times 0.00635 \text{ m} \\
 &= 1.64 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## 3. Tinggi penutup

Gambar Penampang *Torospherical Heads*

Dimana :

- h1 = Flange lurus (m)
- h2 = Tebal reaktor + Depth of dish (m)
- r = Jari-jari kelengkungan (m)
- t = Tebal shell (m)
- H = Tinggi penutup (m)
- Ids = Diameter dalam shell (m)
- Ods = Diameter luar shell (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$H = h1 + h2$$

$$\begin{aligned}
 h1 &\geq 3.5 \times t \\
 &\geq 3.5 \times 0.25 \text{ in} \\
 &\geq 0.88 \text{ in}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Dipilih } h1 &= 0.88 \text{ in} \\
 &= 0.02223 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 h2 &= 0.2 \times \text{Ids} \\
 &= 0.2 \times 1.52 \text{ m} \\
 &= 0.33 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H &= h1 + h2 \\
 &= 0.038 + 0.3 \\
 &= 0.348 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Jadi didapat tinggi tutup/alas sebesar = 0.348 m

## 4. Pipa Pemasukan Cairan Utama

Untuk menghitung diameter optimum masuk menara distilasi, digunakan persamaan 15.14 Coulson & Richard, 1989 :

$$D_{opt} = 293 \cdot G^{0.53} \cdot \rho^{-0.37}$$

$$G = 2.93 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 888.52 \text{ kg/m}^3$$

Dimana :

D<sub>opt</sub> = Diameter optimum masuk menara distilasi (mm)

G = Kecepatan massa (kg/s)

ρ = Densitas cair masuk menara distilasi (Kg/m<sup>3</sup>)



$$\begin{aligned} D_{opt} &= 293 \times (2.93)^{0.53} \times (727.04)^{-0.37} \\ &= 42.04 \text{ mm} \\ &= 1.66 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel.11 Kern, 1965) :

$$NPS = 2 \text{ in}$$

$$OD = 2.38 \text{ in}$$

$$ID = 2.067 \text{ in}$$

#### 5. Pipa Pengeluaran Hasil Atas

Untuk menghitung diameter optimum masuk menara distilasi, digunakan persamaan 15.14 Coulson & Richard, 1989 :

$$D_{opt} = 293 \cdot G^{0.53} \cdot \rho^{-0.37}$$

$$G = 3.15 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 3.03 \text{ kg/m}^3$$

Dimana :

$$D_{opt} = \text{Diameter optimum keluar menara distilasi (mm)}$$

$$G = \text{Kecepatan massa (kg/s)}$$

$$\rho = \text{Densitas gas keluar menara distilasi (Kg/m}^3\text{)}$$

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 293 \times (2.87)^{0.53} \times (3.03)^{-0.37} \\ &= 356.87 \text{ mm} \\ &= 14.05 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel.11 Kern, 1965) :

$$NPS = 14 \text{ in}$$

$$OD = 14 \text{ in}$$

$$ID = 13.25 \text{ in}$$

#### 5. Pipa Pengeluaran Hasil Bawah

Untuk menghitung diameter optimum masuk menara distilasi, digunakan persamaan 15.14 Coulson & Richard, 1989 :

$$D_{opt} = 293 \cdot G^{0.53} \cdot \rho^{-0.37}$$

$$G = 3.33 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 910.00 \text{ kg/m}^3$$

Dimana :

$$D_{opt} = \text{Diameter optimum keluar menara distilasi (mm)}$$

$$G = \text{Kecepatan massa (kg/s)}$$

$$\rho = \text{Densitas cair keluar menara distilasi (Kg/m}^3\text{)}$$

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 293 \times (3.12)^{0.53} \times (910.55)^{-0.37} \\ &= 44.57 \text{ mm} \\ &= 1.75 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut (Tabel.11 Kern, 1965) :

$$NPS = 2.00 \text{ in}$$

$$OD = 2.38 \text{ in}$$

$$ID = 2.067 \text{ in}$$

**MENARA DISTILASI  
(MD-01)**

**Tugas** : Memisahkan campuran antara Asam Asetat ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ), Vinil Asetat ( $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$ ), dan Air ( $\text{H}_2\text{O}$ ) dengan laju alir kg/jam pada suhu  $89.87^\circ\text{C}$  dan tekanan 1.23 atm

**Jenis** : *Perforated*

**Kondisi operasi**

1. Puncak Menara

Tekanan = 1 atm

Suhu embun =  $345.94 \text{ K} = 72.94 \text{ }^\circ\text{C}$

2. Umpan Masuk

Tekanan = 1.23 atm

Suhu didih =  $362.87 \text{ K} = 89.87 \text{ }^\circ\text{C}$

3. Dasar Menara

Tekanan = 1.23 atm

Suhu didih =  $383.09 \text{ K} = 110.09 \text{ }^\circ\text{C}$

**Spesifikasi**

Jumlah *Plate* minimum = 6 plate

Jumlah *Plate* aktual = 24 plate

Diameter menara = 1.63 m

Tinggi menara = 14.1 m

Tebal *shell* = 0.19 in

Tebal *head* = 0.25 in

Pipa Pemasukan Umpan = 2 in

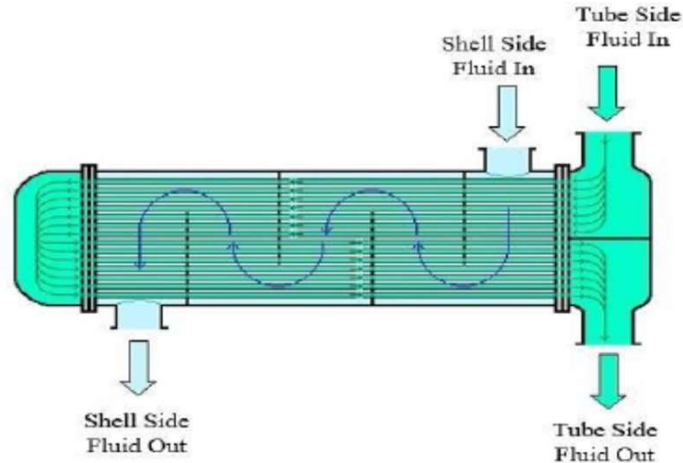
Pipa Pengeluaran Uap Puncak = 14 in

Pipa Pengeluaran Hasil bawah = 2 in

**VAPORIZER****VP - 01**

**Tugas** : Memanaskan dan menguapkan umpan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  dari suhu  $82.95^\circ\text{C}$  menjadi  $131.94^\circ\text{C}$  sebesar  $10,342.63\text{ kg/jam}$  dengan media pemanas dowtherm A.

**Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*



Gambar 1. Vaporizer (VP-01)

**Kondisi Operasi**

Suhu ( $T_1$ ) =  $71.6^\circ\text{C}$

Tekanan ( $P$ ) =  $1.5\text{ atm}$

Tabel 1. Data komposisi umpan masuk

Komponen	BM	Massa kg/jam	Mol kmol/jam	Fraksi mol
$\text{H}_2\text{O}$	18.00	20.69	1.15	0.00664
$\text{CH}_3\text{COOH}$	60.05	10,321.94	171.89	0.99336
Total		10,342.63	173.04	1

**1. Menentukan Suhu Didih ( $T_{\text{didih}}$ ) dan Suhu Fluida Keluar ( $T_2$ )**Menentukan Suhu Didih

Suhu didih dari umpan dapat dihitung dengan cara iterasi sampai diperoleh  $\sum y_i = \sum K_i \cdot x_i = 1$ .

Tabel 1. Data komponen untuk menghitung suhu didih ( $T_{\text{didih}}$ )

Komponen	$x_i$	$P_o$	$k_i = P_o/P_t$	$y_i = x_i \cdot k_i$
$\text{H}_2\text{O}$	0.0066	2127.78	1.87	0.01
$\text{CH}_3\text{COOH}$	0.9934	1133.40	0.99	0.99
Total	1			1.00

Diperoleh suhu didih fluida ( $T_{\text{didih}}$ ) adalah  $404.84\text{ K} = 131.94^\circ\text{C}$

**2. Menghitung Beban Panas**

Untuk menghitung beban panas pada vaporizer, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Q_t = Q_s + Q_v$$

Dimana:

$Q_t$  = Beban panas total (KJ/Jam)

$Q_s$  = Beban panas untuk menaikkan suhu (preheating) (KJ/Jam)

$Q_v$  = Beban panas untuk penguapan (vaporizing) (KJ/Jam)

a. Menghitung Beban Panas *Preheating* ( $Q_s$ )

Untuk menghitung beban panas pada zona preheating, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Q_s = \sum F_i \times C_{pi} \times (T_1 - T_{didih})$$

Dimana :

$Q_s$  = Beban panas untuk menaikkan suhu (KJ/Jam)

$F_i$  = Kecepatan mol komponen fase cair (Kmol/Jam)

$C_{pi}$  = Kapasitas panas komponen pada fasa cair (kJ/kg.K)

$T_1$  = 71.62 °C

$T_{didih}$  = 131.94 °C

Tabel 3. Data komponen untuk menghitung beban panas preheating

Komponen	Mol kmol/jam	Cp.dT kJ/kmol	Qs kJ/jam
H <sub>2</sub> O	1.15	4558.87	5238.97
CH <sub>3</sub> COOH	171.89	8444.50	1451517.38
Total	173.04		1456756.35

$$Q_s = 1456756.35 \text{ kJ/jam}$$

b. Menghitung Beban Panas Zona Vaporizing ( $Q_v$ )

Untuk menghitung beban panas zona penguapan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_v = Q_{laten} + Q_{sensible}$$

Menghitung Panas Laten ( $Q_{laten}$ )

$$Q_{laten} = \sum V_i \times H_{vapi}$$

Dimana :

$V_i$  = Kecepatan mol komponen fasa gas (mol/Jam)

$H_{vapi}$  = Panas laten komponen pada fasa gas (KJ/mol)

Tabel 4. Data Panas Laten

Komponen	Mol kmol/jam	Hvap kJ/kmol	Qlaten kJ/jam
H <sub>2</sub> O	0.92	37974.09	34911.28
CH <sub>3</sub> COOH	137.51	24426.76	3358955.58
Total	138.43		3393866.86

$$Q_{laten} = 3393866.86 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Panas Sensible Cair ( $Q_{sensible}$ )

$$Q_{sensi} = \sum F_i \times C_{pi} (T_2 - T_{didih})$$

$T_{didih}$  = 131.84 °C

$T_2$  = 131.94 °C

Tabel 5. Data komponen untuk menghitung  $Q_{sensible}$

Komponen	Mol kmol/jam	Cp.dT kJ/kmol	Qs kJ/jam
H <sub>2</sub> O	0.23	7.29	1.67
CH <sub>3</sub> COOH	34.38	13.80	474.53
Total	34.61		476.20

$$Q_{\text{sensicair}} = 476.20 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Panas Sensible Cair ( $Q_{\text{sensicair}}$ )

$$Q_{\text{sensi}} = \sum F_i \times C_{pi} (T_2 - T_{\text{didih}})$$

$$T_{\text{didih}} = 131.84 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 131.94 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Tabel 5. Data komponen untuk menghitung  $Q_{\text{sensiuap}}$

Komponen	Mol kmol/jam	Cp.dT kJ/kmol	Qs kJ/jam
H <sub>2</sub> O	0.92	2.76	2.54
CH <sub>3</sub> COOH	137.51	11.65	1601.72
Total	138.43		1604.26

$$Q_{\text{sensiuap}} = 1604.26 \text{ kJ/jam}$$

Maka beban panas zona vaporizing ( $Q_v$ ) sebagai berikut :

$$\begin{aligned} Q_v &= Q_{\text{laten}} + Q_{\text{sensicair}} + Q_{\text{sensiuap}} \\ &= 3393866.86 + 476.20 + 1604.26 \\ &= 3395947.32 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

c. Menghitung Beban Panas Total

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_s + Q_v \\ &= 1456756.35 + 3395947.32 \\ &= 4852703.66 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### 3. Media Pemanas

Media pemanas digunakan : Dowtherm A.

Data:

$$\text{Suhu masuk (} T_{p1} \text{)} = 224 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{Suhu keluar (} T_{p2} \text{)} = 146 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Kecepatan massa fluida panas yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$m_{\text{dowtherm}} = \frac{Q_{\text{total}}}{\int C_{p_{\text{dowtherm}}} \times dT}$$

Dimana :

$$m_{\text{dow}} = \text{Kecepatan mol dowtherm (Kmol/Jam)}$$

$$Q_t = \text{Beban panas total (kJ/Jam)}$$

Menghitung cp Dowtherm

A	B	C	Cp.dT kJ/kmol
143437	372.894	0.111497	26,338.03

$$C_{p.dT} = 26,338.03 \text{ kJ/kmol}$$

Maka dengan memasukkan data-data yang ada ke rumus diatas, didapatkan :

$$\begin{aligned} m_{\text{dowtherm}} &= \frac{4852703.66}{26,338.03} \\ &= 184.25 \text{ kmol/jam} \\ &= 30,585.01 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

#### 4. Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik ( $\Delta T_{LMTD}$ )

##### a. Zona Preheating

Pertama menghitung suhu media pemanas pada suhu didih dapat digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_s = \int_{T_{didih}}^{T_{p2}} F_{dow} C_{p_{dow}} dT$$

Dimana :

$$Q_s = 1,456,756.35 \text{ kJ/jam}$$

$$F_{dow} = 184.25 \text{ kmol/jam}$$

$$T_{p2} = 419 \text{ K}$$

$$\text{Dengan menggunakan goal seek didapatkan } T_{p_{didih}} = 443.33 \text{ K}$$

Data suhu fluida panas dan fluida dingin pada heater disajikan pada tabel berikut :

Suhu dowtherm A masuk ( $T_{p_{didih}}$ )	443.33 K
Suhu didih fluida dingin ( $T_{didih}$ )	404.84 K
$\Delta T_1$	38.49 K

Suhu dowtherm A keluar ( $T_{p2}$ )	419.00 K
Suhu fluida dingin masuk ( $T_1$ )	344.62 K
$\Delta T_2$	74.38 K

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTDs} &= \frac{63.35 - 18.53}{\ln \frac{63.35}{18.53}} \\ &= 54.5 \text{ K} \end{aligned}$$

##### b. Zona Vaporizing

Data suhu fluida panas dan fluida dingin pada heater disajikan pada tabel berikut :

Suhu dowtherm A masuk ( $T_{p1}$ )	497.00 K
Suhu fluida dingin keluar ( $T_2$ )	404.94 K
$\Delta T_2$	92.06 K

Suhu dowtherm A masuk ( $T_{p_{didih}}$ )	443.33 K
Suhu didih fluida dingin ( $T_{didih}$ )	404.84 K
$\Delta T_1$	38.49 K

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTDv} &= \frac{44.06 - 18.53}{\ln \frac{44.06}{18.53}} \\ &= 61.4 \text{ K} \end{aligned}$$

##### c. Menentukan Beda Suhu Rata-rata

Untuk menghitung suhu rerata digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{Q_t}{\frac{Q_s}{\Delta T_{LMTDs}} + \frac{Q_v}{\Delta T_{LMTDv}}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{4733101.02}{\frac{1338853.2}{36.5} + \frac{3394247.82}{29.5}} \\ &= 59.2 \text{ K} \end{aligned}$$

$F_T$  Faktor Koreksi LMTD

$$\begin{aligned}
 R &= \frac{T_{s2} - T_{s1}}{T_2 - T_1} \\
 &= \frac{497 - 419}{405 - 345} \\
 &= 1.29 \\
 S &= \frac{T_2 - T_1}{T_{s1} - T_1} \\
 &= \frac{405 - 345}{419 - 345} \\
 &= 0.40
 \end{aligned}$$

Dengan nilai  $R = 1.29$  dan  $S = 0.40$ , maka diperoleh  $F_T$  dari Fig.21, Kern, 1965 sebesar  $= 0.98$

Maka  $\Delta T_{LMTD}$  terkoreksi adalah  $= 57.98 \text{ K}$

## 5. Overall Heat Transfer

Dari Tabel 12.1, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 797 diperoleh :

*Hot fluid* = *Dowtherm A*

*Cold fluid* = *Light Organics*

Range  $U_d = 100 - 300 \text{ W/m}^2\cdot\text{C}$

Dipilih  $U_d = 106 \text{ W/m}^2\cdot\text{C}$

$= 19 \text{ BTU/Jam.ft}^2\cdot\text{oF}$

$= 382 \text{ kJ/Jam.m}^2\cdot\text{K}$

## 6. Menentukan Alat Penukar Kalor Standar

### a. Menentukan Luas Transfer Panas

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana :

$A$  = Luas perpindahan kalor yang diperlukan ( $\text{m}^2$ )

$Q_t$  = Beban panas total ( $\text{KJ/Jam}$ )

$U_d$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan ( $\text{KJ/Jam.m}^2\cdot\text{K}$ )

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata ( $\text{K}$ )

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned}
 A &= \frac{4852703.66}{382 \times 58.0} \\
 &= 219.33 \text{ m}^2 \\
 &= 2,360.84 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Menurut "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 79, luas perpindahan kalor  $> 200 \text{ ft}^2$  menggunakan alat penukar kalor jenis shell and tube

### b. Menentukan Ukuran Pipa

Dipilih berdasarkan Tabel, 10, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 843.

Dipilih ukuran : 0,75" OD, 16 BWG

$$\text{Diameter luar tabung (OD)} = 0.75 \text{ in} = 0.0625 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter dalam tabung (ID)} = 0.62 \text{ in} = 0.05167 \text{ ft}$$

$$\text{Luas permukaan (a")} = 0.302 \text{ in}^2 = 0.0021 \text{ ft}$$

$$A_o = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}$$

Panjang tabung :

Berdasarkan line 21-22, "Chemical Design and Principles, Practice and Economics Plant and Process Design", halaman 805. Panjang tabung standar adalah 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 20 ft, 24 ft.

Dipilih panjang tabung 16 ft

c. Menentukan Jumlah Pipa yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$N_t = \frac{A}{A_o \times L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{2,360.84}{0.1963 \times 16} \\ &= 751.67 \end{aligned}$$

d. Menentukan Layout Alat Penukar Panas

Dipilih dari Tabel, 9, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc, Graw Hill (1965)", halaman 842.

Dipilih :

$$\text{Tipe} = \textit{Triangular pitch}$$

$$\text{Diameter selongsong (IDs)} = 31 \text{ in} = 2.58 \text{ ft}$$

$$\text{Jumlah tabung (Nt)} = 766$$

$$\text{Pass Tabung (n)} = 4$$

$$\text{Pitch} = 0.94 \text{ in} = 0.08 \text{ ft}$$

Diameter ekivalen (Fig, 28, D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc, Graw Hill (1965))

$$D_e = 0.55 \text{ in} = 0.0458 \text{ ft}$$

e. Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = N_t \times A_o \times L$$

Dimana:

$$A = \text{Luas perpindahan kalor standar}$$

$$N_t = \text{Jumlah pipa standar}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A &= 766 \times 0.1963 \times 16 \\ &= 2,405.85 \text{ ft}^2 \\ &= 223.51 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q_t}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

$$U_d = \text{Koefisien perpindahan kalor standar (KJ/Jam.m}^2\text{.K)}$$

$$A = \text{Luas perpindahan kalor standar (m}^2\text{)}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :



$$\begin{aligned}
 Ud &= \frac{4852703.66}{223.51 \times 58.0} \\
 &= 374.46 \text{ kJ/Jam.m}^2.\text{K} \\
 &= 18.32 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\
 &= 104.02 \text{ W/m}^2.\text{°C}
 \end{aligned}$$

(Masih dalam range Ud yang dipilih)

- g. Menentukan Rute Aliran Fluida  
*Tube Side = Light Organics*  
*Shell Side = Dowtherm A*

## 7. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor pada Shell dan Tube

- a. Zona Preheating

Tube Side : Light Organics

Data-data :

Nt	=	766	
n (pass tube)	=	4	
IDt	=	0.62	in
ODt	=	0.75	in
a"	=	0.302	in <sup>2</sup>
Massa fluida	=	10,343	kg/jam
T1	=	344.62	K
Tdidih	=	404.84	K
Tavg	=	374.73	K
Densitas ( $\rho$ )	=	958.53	Kg/m <sup>3</sup>
Viskositas ( $\mu$ )	=	1.60	Kg/Jam.m
Konduktivitas	=	139.67	KJ/Kmol.K
Cp	=	0.54	KJ/Jam.m.K

Menentukan Luas Aliran Fluida Dingin Dalam Pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dingin dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$At = \frac{a'' \times Nt}{n}$$

Dimana:

At = Luas aliran fluida dingin total pipa (m<sup>2</sup>)

a'' = Luas aliran fluida dingin per pipa (m<sup>2</sup>)

Nt = Jumlah pipa

n = Jumlah pass di pipa

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 At &= \frac{0.302 \times 766}{4} \\
 &= 57.83 \text{ in}^2 \\
 &= 0.40 \text{ ft}^2 \\
 &= 0.04 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gt)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Gt = \frac{\text{kecepatan massa fluida}}{At}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{10,342.63}{0.04} \\ &= 277,196.49 \text{ kg/Jam.m}^2 \end{aligned}$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{Idt \times Gt}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.01575 \times 277,196.49}{1.60} \\ &= 9,805.39 \end{aligned}$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$jH = 35$$

Maka nilai koefisien kalor (hio) :

$$\begin{aligned} \frac{hi}{\phi} &= jH \frac{k}{ID} \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 111.49 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\ &= 2,279.10 \text{ KJ/Jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.45 \text{ cP}$   
 $\mu_{ct}$  campuran

Komponen	Laju mol kmol/jam	xi fraksi mol	$\mu_{ct}$ (cP)	xi. $\mu_{ct}$ (cP)
H <sub>2</sub> O	1.15	0.0066	0.91	0.01
CH <sub>3</sub> COOH	171.89	0.9934	1.13	1.12
Total	173.04	1.00		1.1301

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 2.54$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar = 1.2

$$\frac{hi}{\phi} = 111.49 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$hi = 133.791 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

Nilai hio diperoleh dengan menggunakan rumus:

$$hio = hi \frac{ID}{OD}$$

$$hio = 133.791 \frac{0.62}{0.75}$$

$$= 110.601 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

Shell Side : Dowtherm A

Data-data :

IDs	=	31	in
Pitch	=	0.94	in
Odt	=	0.75	in
De	=	0.55	in
n	=	4	
Massa fluida	=	30585.01	kg/jam
BM fluida	=	166	kg/kmol
Tp2	=	419.00	K
Tpdidih	=	443.33	K
Tavg	=	431.17	K

Sifat-sifat fisis fluida panas :

Nilai viskositas ( $\mu$ ), Cp,  $\rho$ , dan konduktivitas pada T = 431.17 K

Densitas	=	945.20	kg/m <sup>3</sup>	=	
$\mu$	=	0.54	cP	=	1.95 kg/jam.m
cP	=	0.47	BTU/lb. <sup>o</sup> F	=	1.96 kJ/kg.K
k	=	0.07	BTU/jam.ft. <sup>o</sup> F	=	0.42 kJ/Jam.m.K

Jarak antar baffle (B)

Jarak antar baffle berkisar antara IDs/5 sampai IDs. Dipilih B = 10 in

Clearance (C')

$$\begin{aligned}
 C' &= \text{Pitch} - \text{Odt} \\
 &= 0.94 - 0.75 \\
 &= 0.19 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Menentukan Luas Aliran Fluida Dalam Shell (As)

Untuk menghitung luas aliran fluida pada shell, digunakan rumus sebagai berikut :

$$A_s = \frac{\text{IDs} \times B \times C'}{\text{Pitch}}$$

Dimana:

As = Luas aliran fluida panas pada selongsong (m<sup>2</sup>)

B = Jarak antara baffle (m)

C' = Clearance (m)

Sehingga As :

$$\begin{aligned}
 A_s &= \frac{31 \times 10 \times 0.19}{0.94} \\
 &= 62 \text{ in}^2 \\
 &= 4.31 \text{ ft}^2 \\
 &= 0.04 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan Flux Massa dalam Shell (Gs)

Untuk menghitung flux massa dalam selongsong, digunakan rumus sebagai berikut :

$$G_s = \frac{\text{kecepatan massa fluida}}{A_s}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$G_s = \frac{30585.01}{0.04}$$

$$= 764626.7126 \text{ kg/jam.m}^2$$

#### Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$Re = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

$$= \frac{0.014 \times 764626.7126}{1.95}$$

$$= 5,487.37$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 28, halaman 838, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$j_H = 45$$

Maka nilai koefisien kalor ( $h_o$ ) :

$$\frac{h_o}{\phi} = j_H \frac{k}{De} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 138.21 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{oF}$$

$$= 2,825.22 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.54 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 3.73 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 6.9$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar = 1.28

$$\frac{h_o}{\phi} = 138.21$$

$$h_o = 176.91 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{oF}$$

#### Clean Overall Coeficient Preheating (Us)

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut :

$$U_s = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana:

$U_s$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (Btu/Jam.ft<sup>2</sup>.F)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$U_s = \frac{176.91 \times 110.60}{176.91 + 110.60}$$

$$= 68.05 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{oF}$$

$$= 1,391.14 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

Luas Perpindahan Kalor Bersih *Preheating* (*Asp*)

Untuk menghitung luas perpindahan kalor bersih yang diperlukan untuk menaikkan suhu, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Asp = \frac{Qs}{Ud \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

*Asp* = Luas perpindahan kalor bersih yang diperlukan untuk preheating (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Asp &= \frac{1,456,756.35}{1391.14 \times 59.2} \\ &= 19.22 \text{ m}^2 \\ &= 206.91 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

b. *Zona Vaporizing**Tube Side : Light Organics*

Data-data :

Nt	=	766	
n (pass tube)	=	4	
IDt	=	0.62	in
ODt	=	0.75	in
a"	=	0.302	in <sup>2</sup>
Massa fluida	=	10,343	kg/jam
T <sub>2</sub>	=	404.94	K
T <sub>didih</sub>	=	404.84	K
T <sub>avg</sub>	=	404.89	K
Densitas (ρ)	=	2.70	Kg/m <sup>3</sup>
Viskositas (μ)	=	0.01	cP = 0.04 Kg/Jam.m
C <sub>p</sub>	=	78.27	KJ/Kmol.K = 1.31 KJ/Kg.K
Konduktivitas	=	0.21	KJ/Jam.m.K = 0.03 BTU/Jam.ft.F

Menentukan Luas Aliran Fluida Dingin Dalam Pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dingin dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$At = \frac{a'' \times Nt}{n}$$

Dimana:

*At* = Luas aliran fluida dingin total pipa (m<sup>2</sup>)

*a''* = Luas aliran fluida dingin per pipa (m<sup>2</sup>)

*Nt* = Jumlah pipa

*n* = Jumlah pass di pipa

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} At &= \frac{0.302 \times 766}{4} \\ &= 57.83 \text{ in}^2 \\ &= 4.02 \text{ ft}^2 \\ &= 0.04 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gt)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Gt = \frac{\text{kecepatan massa fluida}}{At}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Gt &= \frac{10,342.63}{0.04} \\ &= 277,196.49 \text{ kg/Jam.m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{Idt \times Gt}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.62 \times 277,196.49}{0.04} \\ &= 109,160.68 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)” didapatkan :

$$jH = 0.49$$

Maka nilai koefisien kalor (hio) :

$$\begin{aligned} \frac{hi}{\phi} &= jH \frac{k}{ID} \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 91.62 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\ &= 1,872.81 \text{ KJ/Jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.04 \text{ cP}$   
 $\mu_{ct}$  campuran

Komponen	Laju mol kmol/jam	xi fraksi mol	$\mu_{ct}$ (cP)	xi. $\mu_{ct}$ (cP)
H <sub>2</sub> O	1.15	0.0066	0.91	0.01
CH <sub>3</sub> COOH	171.89	0.9934	1.13	1.12
Total	173.04	0.00		1.1301

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 28.3$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar = 1.6

$$\frac{hi}{\phi} = 91.62 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{oF}$$

$$hi = 146.587 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

Nilai hio diperoleh dengan menggunakan rumus:

$$hio = hi \frac{ID}{OD}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= 146.587 \frac{0.62}{0.75} \\ &= 121.179 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

Shell Side : Dowtherm A

Data-data :

IDs	=	31	in
Pitch	=	0.94	in
Odt	=	0.75	in
De	=	0.55	in
n	=	4	
Massa fluida	=	30585.01	kg/jam
BM fluida	=	166	kg/kmol
Tp1	=	497.00	K
Tpdidih	=	443.33	K
Tavg	=	470.17	K

Sifat-sifat fisis fluida panas :

Nilai viskositas ( $\mu$ ), Cp,  $\rho$ , dan konduktivitas pada T = 470.17 K

Densitas	=	909.97	Kg/m <sup>3</sup>	=	
$\mu$	=	0.40	cP	=	1.45 kg/jam.m
cP	=	0.49	BTU/lb.F	=	2.07 kJ/kg.K
k	=	0.064	BTU/Jam.ft.F	=	0.40 KJ/Jam.m <sup>2</sup> .K

Jarak antar baffle (B)

Jarak antar baffle berkisar antara IDs/5 sampai IDs. Dipilih B = 10 in

Clearance (C')

$$\begin{aligned} C' &= \text{Pitch} - \text{Odt} \\ &= 0.94 - 0.75 \\ &= 0.19 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan Luas Aliran Fluida Dalam Shell (as)

Untuk menghitung luas aliran fluida pada shell, digunakan rumus sebagai berikut :

$$A_s = \frac{\text{IDs} \times B \times C'}{\text{Pitch}}$$

Dimana:

As = Luas aliran fluida panas pada selongsong (m<sup>2</sup>)

B = Jarak antara baffle (m)

C' = Clearance (m)

Sehingga As :

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{31 \times 10 \times 0.19}{0.94} \\ &= 62 \text{ in}^2 \\ &= 4.31 \text{ ft}^2 \\ &= 0.04 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Flux Massa dalam Shell (Gs)

Untuk menghitung flux massa dalam selongsong, digunakan rumus sebagai berikut :

$$G_s = \frac{\text{kecepatan massa fluida}}{A_s}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{30585.01}{0.04} \\ &= 764,626.71 \text{ kg/jam.m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{De \times G_s}{\mu} \\ &= \frac{0.014 \times 764626.7126}{1.45} \\ &= 5,487.37 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 28, halaman 838, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$j_H = 45$$

Maka nilai koefisien kalor ( $h_o$ ) :

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\phi} &= j_H \frac{k}{De} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 138.21 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{oF} \\ &= 2,825.22 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.40 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 3.73 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 9.25$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar = 1.30

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\phi} &= 138.21 \\ h_o &= 179.67 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{oF} \end{aligned}$$

Clean Overall Coeficient Vaporizing (Uv)

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut :

$$U_v = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana:

$U_v$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (Btu/Jam.ft<sup>2</sup>.F)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :



$$\begin{aligned}
 U_v &= \frac{179.67 \times 121.18}{179.67 + 121.18} \\
 &= 68.05 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\
 &= 1,391.14 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

#### Luas Perpindahan Kalor Bersih Vaporizing ( $A_v$ )

Untuk menghitung luas perpindahan kalor bersih yang diperlukan untuk menaikkan suhu, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_v = \frac{Q_v}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

$A_v$  = Luas perpindahan kalor bersih yang diperlukan untuk penguapan (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 A_v &= \frac{3,395,947.32}{1391.14 \times 59.2} \\
 &= 39.23 \text{ m}^2 \\
 &= 422.25 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

#### **8. Menghitung luas perpindahan kalor bersih ( $A_c$ )**

Untuk menghitung luas perpindahan kalor bersih yang diperlukan untuk penurunan suhu, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_c = A_s + A_v$$

Dimana:

$A_c$  = Luas perpindahan kalor bersih (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 A_c &= A_s + A_v \\
 &= 19.22 + 39.23 \\
 &= 58.45 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

#### **9. Weighted Clean Overall Coefficient ( $U_c$ )**

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{\Sigma U \times A}{A_c} \\
 U_c &= \frac{U_s \times A_{sp} + U_v \times A_v}{A_c}
 \end{aligned}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{26740.677 + 54571.633}{58.45} \\
 &= 1,403.28 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \\
 &= 68.65 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}
 \end{aligned}$$

#### **10. Dirt Factor ( $R_d$ )**

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut :

$$R_d = \frac{U_c \times U_d}{U_c - U_d}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{68.65 \times 18.3184}{68.65 - 18.3184} \\ &= 0.040 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

## 11. Pressure Drop

a. *Tube Side : Light Organics*

### Menentukan Penurunan Tekanan pada Pipa

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times N_t}{5.22e10 \times ID \times s \times \phi_t}$$

Dengan :

$$R_{et} = 59,483.04$$

$$f = 0.00018 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$G_t = 277196.49 \text{ kg/Jam.m}^2 = 56,774.28 \text{ lb/jam.ft}^2$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$n = 4$$

$$ID_t = 0.62 \text{ in} = 0.05 \text{ ft}$$

$$s_{pgr} = 0.9585$$

$$\phi_t = 1.44$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \times G_t^2 \times L \times N_t}{5.22e10 \times ID \times s \times \phi_t} \\ &= \frac{7110898375}{3722607392} \\ &= 1.91 \text{ psi} \end{aligned}$$

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa karena belokan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g}$$

Dengan :

$$n = 4$$

$$s = 0.95853$$

$$\frac{v^2}{2g} = 0.038$$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{4 \times 4}{0.95853} 0.038 \\ &= 0.63 \text{ psi} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_r + \Delta P_t \\ &= 1.91 + 0.63 \\ &= 0.66 \text{ psi} \\ &= 0.05 \text{ atm} \end{aligned}$$

b. *Shell Side : Dowtherm A*Zona Preheating

Untuk menghitung penurunan tekanan pada shell side, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_{sp} = \frac{f \times G_s^2 \times ID_s \times (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times s}$$

Dengan :

$$\begin{aligned} Re &= 5,487 \\ f &= 0.0023 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\ ID_s &= 31 \text{ in} = 2.58 \text{ ft} \\ D_e &= 0.55 \text{ in} = 0.05 \text{ ft} \\ B &= 10 \text{ in} = 0.83 \text{ ft} \\ G_s &= 764,627 \text{ Kg/Jam.m}^2 = 156607.78 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\ \rho &= 945.20 \text{ Kg/m}^3 = 59.01 \text{ lb/ft}^3 \\ s &= 0.95 \end{aligned}$$

$$L_s = \frac{L \times A_{sp}}{A_c} = \frac{16 \times 19.22}{58.45} = 5.26 \text{ ft}$$

$$N+1 = \frac{L_s}{B} = \frac{5.26}{0.83} = 6.31 \approx 7$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_{sp} &= \frac{1,020,073,064}{2261386806} \\ &= 0.45 \text{ psi} \\ &= 0.03 \text{ atm} \end{aligned}$$

Zona Vaporizing

Untuk menghitung penurunan tekanan pada shell side, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_{sv} = \frac{f \times G_s^2 \times ID_s \times (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times s}$$

Dengan :

$$\begin{aligned} Re &= 7,356 \\ f &= 0.0021 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\ ID_s &= 31 \text{ in} = 2.58 \text{ ft} \\ D_e &= 0.55 \text{ in} = 0.05 \text{ ft} \\ B &= 10 \text{ in} = 0.83 \text{ ft} \\ G_s &= 764,626.71 \text{ Kg/Jam.m}^2 = 156607.78 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\ \rho &= 909.97 \text{ Kg/m}^3 = 56.81 \text{ lb/ft}^3 \\ s &= 0.91 \end{aligned}$$

$$L_v = L - L_s = 16 - 5.26 = 10.74 \text{ ft}$$

$$N+1 = \frac{L_v}{B} = \frac{10.74}{0.83} = 12.89 \approx 13$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_{sv} &= \frac{1729689108}{2177095158} \\ &= 0.79 \text{ psi} \\ &= 0.05 \text{ atm} \end{aligned}$$

Menghitung penurunan tekanan total shell side ( $\Delta P_s$ )

$$\begin{aligned}\Delta P_s &= \Delta P_{sp} + \Delta P_{sv} \\ &= 0.45 + 0.79 \\ &= 1.25 \text{ psi} \\ &= 0.08 \text{ atm}\end{aligned}$$

## VAPORIZER (VP-01)

**Tugas** : Memanaskan dan menguapkan umpan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  dan  $\text{H}_2\text{O}$  sebesar 10,342.63 kg/Jam dengan media pemanas dowtherm A.

**Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*

### Fluida Dingin

Suhu masuk = 344.62 K = 71.62 °C

Suhu keluar = 404.94 K = 131.94 °C

Tekanan = 1.5 atm

Kecepatan masuk = 10342.63 kg/jam

### Fluida Panas

Suhu masuk = 497 K = 224 °C

Suhu keluar = 419 K = 146 °C

Kecepatan pemanas = 30585.007 kg/jam

Beban panas = 4852703.664 kJ/jam

Luas transfer panas = 219.329 m<sup>2</sup>

### Dimensi

Nt = 766

ODtube = 0.75 in

IDtube = 0.62 in

Pitch = 0.9375 in

BWG = 16

Pass (n) = 4

Susunan pipa = *triangular pitvh*

IDshell = 31 in

L = 16 ft

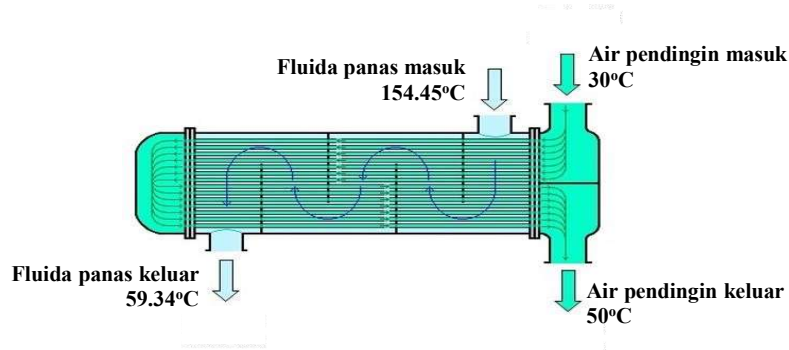
$\Delta P_{\text{shell}}$  = 0.08 atm

$\Delta P_{\text{tube}}$  = 0.05 atm

## KONDENSOR PARSIAL (CDP-01)

Tugas : Mengembunkan gas yang keluar dari reaktor berupa  $C_4H_6O_2$ ,  $H_2O$ , dan  $CH_3COOH$  pada suhu  $154,45^\circ C$  dan tekanan  $1,127$  atm, dengan media pendingin air pada suhu  $30^\circ C$

Tipe Alat : *Shell and Tube Desuperheater Condensor*



Gambar 1. Kondensor Parsial (CDP-01)

### Data Fluida Panas Masuk Kondensor Parsial

Data Kondisi Umpan :

Suhu Masuk ( $T_1$ ) =  $427.4454$  K

Tekanan ( $P_t$ ) =  $1.1270$  atm

Tabel 1. Data komponen masuk kondensor parsial

Komponen	BM (kg/kmol)	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol (zf)
$H_2$	2.0157	57.5228	28.5374	0.0454
$H_2O$	18.0000	16.5482	0.9193	0.0015
$C_4H_6O_2$	60.0500	2,972.7194	49.5041	0.0787
$CH_3COOH$	86.0900	7,576.5428	88.0072	0.1399
$C_2H_2$	26.0400	12,031.4690	462.0380	0.7346
Total		22,654.8021	629.0060	1.0000

### Menghitung suhu embun dan suhu didih komponen yang mengembun

Tabel 2. Data komponen untuk menghitung suhu embun

Komponen	Mol (kmol)	Massa (kg)	fraksi mol (zf)	Puap (mmHg)	$K_i = P_{uap}/P_t$	$x_i = y_i/K_i$
$H_2O$	0.9193	16.5482	0.0066	929.2972	4.9299	0.0013
$C_4H_6O_2$	49.5041	2,972.719	0.3576	2,056.0424	10.9073	0.0328
$CH_3COOH$	88.0072	7,576.543	0.6357	124.0749	0.6582	0.9659
Total	138.4306	10,565.81	1.0000			1.0000

Didapatkan suhu embun ( $T_{dew}$ ) sebesar  $105.904^\circ C$   $378.904$  K

Tabel 3. Data komponen untuk menghitung suhu didih

Komponen	Mol (kmol)	Massa (kg)	fraksi mol (zf)	Puap (mmHg)	$K_i = P_{uap}/P_t$	$y_i = x_i * K_i$
$H_2O$	0.9193	16.5482	0.0066	144.0441	0.7642	0.0051
$C_4H_6O_2$	49.5041	2,972.719	0.3576	472.6444	2.5074	0.8967
$CH_3COOH$	88.0072	7,576.543	0.6357	29.1356	0.1546	0.0983
Total	138.4306	10,565.81	1.0000			1.0000

Didapatkan suhu didih ( $T_{didih}$ ) atau suhu keluar kondensor ( $T_2$ ) sebesar  $59.337\text{ }^\circ\text{C}$   
 $332.34\text{ K}$  dengan  $P_{cond} = P_{total} \times \text{fraksi mol } condensable\text{ gas}$   
 $= 1.1270\text{ atm} \times 0.22008 = 0.2480\text{ atm}$   
 Selanjutnya dapat dibuat sketsa zona pada kondensor parsial CDP-01 sebagai berikut:



Gambar 2. Sketsa zone pada kondensor parsial (CDP-01)

**Menghitung komposisi gas dan cair pada zona pengembunan**

Data kondisi pada zona pengembunan:

$T_{dew} = 378.9040\text{ K}$   
 $T_2 = 332.3370\text{ K}$



Gambar 3. Sketsa zone pengembunan

Dimana:

- F : Kecepatan mol umpan masuk zona pengembunan yang kondensibel (kmol/jam)
- V : Kecepatan mol umpan masuk zona desuperheater (kmol/jam)
- L : Kecepatan mol umpan masuk zona pengembunan (kmol/jam)

Neraca massa bahan kondensibel:

Kecepatan mol masuk – Kecepatan mol keluar = akumulasi

$F - L - V = 0 \dots\dots\dots(1)$

Neraca massa komponen bahan kondensibel:

Kecepatan mol masuk – Kecepatan mol keluar = akumulasi

$(F \cdot z_f) - (L \cdot x_i) - (V \cdot y_i) = 0 \dots\dots\dots(2)$

Rumus kesetimbangan:

$y_i = k_i \cdot x_i \dots\dots\dots(3)$

Dengan mendefinisikan  $R = V/F$  dan  $(1-R) = L/F$ . Substitusi persamaan (2) dengan persamaan (3) maka diperoleh persamaan:

$$x_i = \frac{z_f}{1 - R + (R \times k_i)}$$

Tabel 4. Data komponen untuk menghitung nilai R

Komponen	fraksi mol ( $z_f$ )	Puap (mmhg)	$K_i = Puap/P_t$	$X_i$
H <sub>2</sub> O	0.0066	144.0441	0.7642	0.0066
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.3576	472.6444	2.5074	0.3576
CH <sub>3</sub> COOH	0.6357	29.1356	0.1546	0.6358
Total	1.0000			1.0000

Didapatkan nilai R (V/F) sebesar 1,8E-08, maka nilai V yaitu :

$$V = 1,8E-08 \times 138,43 \text{ kmol/jam} = 9,528E-04 \text{ kmol/jam}$$

Maka untuk mengetahui kecepatan mol fase cair yaitu dengan cara sebagai berikut:

$$\text{Mol} = 138,43 \text{ kmol/jam} - 9,5277E-04 \text{ kmol/jam} = 138,43 \text{ kmol/jam}$$

Untuk menentukan komposisi cair yang keluar kondensor parsial (CDP-01), dapat menggunakan persamaan  $\text{Mol}_i = \text{Mol} \cdot x_i$ .

Tabel 5. Data komposisi cair setiap komponen yang keluar kondensor parsial (CDP-01)

Komponen	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Xi
H <sub>2</sub>	2.0157	0.0000	0.0000	0.0000
H <sub>2</sub> O	18.0000	0.9193	16.5481	0.0066
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	60.0500	49.5032	2,972.6681	0.3576
CH <sub>3</sub> COOH	86.0900	88.0071	7,576.5347	0.6358
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26.0400	0.0000	0.0000	0.0000
Total		138.4297	10,565.7509	1.0000

Untuk menentukan komposisi fase gas yang keluar kondensor parsial (CDP-01), dapat menggunakan persamaan  $V_i = F_i - L_i$ .

Tabel 6. Data komposisi gas setiap komponen yang keluar kondensor parsial (CDP-01)

Komponen	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	Xi	BM*xi
H <sub>2</sub>	2.0157	28.5374	57.5228	0.0582	0.1173
H <sub>2</sub> O	18.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	60.0500	0.0009	0.0513	0.0000	0.0001
CH <sub>3</sub> COOH	86.0900	0.0001	0.0081	0.0000	0.0000
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26.0400	462.0380	12,031.4690	0.9418	24.525
Total		490.5763	12,089.0512	1.0000	24.643

### Menghitung beban panas pada zona desuperheater

Untuk menghitung beban panas pada zona desuperheater, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_{ds} = \sum v_{mass(i)} c_{pg(i)} (T_1 - T_{embun})$$

Dimana :

$Q_{ds}$  = Beban panas untuk menurunkan suhu gas (kJ/jam)

$V_{mass(i)}$  = Kecepatan massa masing-masing komponen fase gas (kg/jam)

$c_{pg(i)}$  = Kapasitas panas masing-masing komponen pada fase gas (kJ/kg.K)

$T_1$  = Suhu gas masuk (K)

$T_{embun}$  = Suhu embun gas (K)

Data suhu gas masuk dan suhu embun gas:

$T_1$  = 427.45 K

$T_{embun}$  = 378.90 K



Tabel 7. Data komponen untuk menghitung beban panas pada zona desuperheater

Komponen	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	cpg.(T1-Tembun)	v.cpg.(T1-Tembun)
H <sub>2</sub>	2.0157	28.5374	57.5228	1,413.7355	40,344.3098
H <sub>2</sub> O	18.0000	0.9193	16.5482	1,666.5144	1,532.1011
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	60.0500	49.5041	2,972.7194	5,939.3802	294,023.4867
CH <sub>3</sub> COOH	86.0900	88.0072	7,576.5428	3,801.8661	334,591.7232
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26.0400	462.0380	12,031.4690	2,426.1961	1,120,994.7229
Total					1,791,486.3437

Didapatkan beban panas pada zona desuperheater (Q<sub>ds</sub>) sebesar 1,791,486.3437 kJ/jam

### Menghitung beban panas pada zone pengembunan

Untuk menghitung beban panas untuk pengembunan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_{kon} = Q_{hv} + Q_{sl}$$

Dimana :

Q<sub>kon</sub> = Beban panas untuk pengembunan (kJ/jam)

Q<sub>hv</sub> = Beban panas total pada zona pengembunan (kJ/jam)

Q<sub>sl</sub> = Beban panas untuk menurunkan suhu embunan (kJ/jam)

#### 1. Menghitung beban panas untuk pengembunan

Untuk menghitung beban panas untuk pengembunan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_{hv} = \sum v_{mass(i)} h_{vap(i)}$$

Dimana :

Q<sub>hv</sub> = Beban panas untuk pengembunan (kJ/jam)

V<sub>mass(i)</sub> = Kecepatan massa masing-masing komponen fase gas (kg/jam)

h<sub>vap(i)</sub> = Panas laten masing-masing komponen pada fase gas (kJ/kg.K)

Data suhu untuk mengevaluasi h<sub>vap</sub> :

T = 378.90 K

Tabel 8. Data komponen untuk menghitung beban panas pada zona pengembunan

Komponen	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	h <sub>vap</sub> (kJ/mol)	v h <sub>vap</sub> (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	18.0000	0.9193	16.5481	39.2343	36,069.6838
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	60.0500	49.5032	2,972.6681	29.1107	1,441,075.4252
CH <sub>3</sub> COOH	86.0900	88.0071	7,576.5347	22.4572	1,976,393.6707
Total					3,453,538.7797

Didapatkan beban panas untuk pengembunan (Q<sub>hv</sub>) sebesar 3,453,538.7797 kJ/jam

#### 2. Menghitung beban panas untuk menurunkan suhu embunan

Untuk menghitung beban panas untuk pengembunan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_{sl} = \sum L_{mass(i)} cpl_{(i)} (T_1 - T_2)$$

Dimana :

Q<sub>sl</sub> = Beban panas untuk menurunkan suhu embunan (kJ/jam)

L<sub>mass(i)</sub> = Kecepatan massa masing-masing komponen fase gas (kg/jam)

$cp_{(i)}$  = Kapasitas panas masing-masing komponen pada fase cair (kJ/kg.K)

Data suhu untuk mengevaluasi  $h_{vap}$ :

$$T' = 378.9040 \text{ K}$$

$$T_2 = 332.3370 \text{ K}$$

Tabel 9. Data komponen untuk menurunkan suhu embunan

Komponen	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Massa (kg/jam)	cp.(T1-T2)	v.cp.(T1-T2)
H <sub>2</sub>	2.0157	28.5374	57.5228	1,350.0364	38,526.5051
H <sub>2</sub> O	18.0000	0.9193	16.5482	1,582.4017	1,454.7726
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	60.0500	49.5041	2,972.7194	5,210.5387	257,942.8694
CH <sub>3</sub> COOH	86.0900	88.0072	7,576.5428	3,338.0273	293,770.5463
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26.0400	462.0380	12,031.4690	2,219.0953	1,025,306.3090
Total					1,617,001.0025

Didapatkan beban panas untuk menurunkan suhu embunan ( $Q_{sl}$ ) sebe: 1,617,001.0025 kJ/jam

### 3. Menghitung beban panas untuk pengembunan

$$\begin{aligned} Q_{kon} &= Q_{hv} + Q_{sl} \\ &= (3.453.538,7797 + 1.617.001,0025) \text{ kJ/jam} \\ &= 5,070,539.7822 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### Menghitung beban panas total

$$\begin{aligned} Q_t &= Q_{kon} + Q_{ds} \\ &= (5.070.539,7822 + 1.791.486,3437) \text{ kJ/jam} \\ &= 6,862,026.1259 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

### Media pendingin

Sebagai media pendingin, dipakai air dengan data dan sifat fisis sebagai berikut :

$$\text{Suhu air masuk } (T_1) = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air keluar } (T_2) = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

$$\text{Suhu air rerata } (T_{av}) = 40 \text{ }^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$$

$$\text{Kapasitas panas } (cp_{air}) = 83.6 \text{ kJ/kg}$$

Kecepatan massa air pendingin yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$m_{air} = \frac{Q_t}{cp_{air}(t_2 - t_1)}$$

Menghitung  $cp_{air}$

Komponen	A	B	C	D	CP.dT (kJ/kmol)
H <sub>2</sub> O	92.053	-3.995.E-02	-2.110.E-04	5.347.E-07	1,505.5781

$$\begin{aligned} m_{air} &= \frac{6.862.026,1259 \text{ kJ/jam}}{83,6 \text{ kJ/kg}} \\ &= 82,039.2289 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### Menentukan beda suhu rerata

#### 1. Menentukan suhu rerata pada zona desuperheater

Pertama menghitung suhu rerata media pendingin dapat digunakan rumus sebagai berikut:

$$\begin{aligned}
 t_{\text{dew}} &= t_2 - \frac{Q_{ds}}{m_{\text{air}} c_{p \text{ air}}} \\
 &= 323 \text{ K} - \frac{1.791.486,3437 \text{ kJ/jam}}{82.039,2289 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 83,6 \frac{\text{kJ}}{\text{kg K}}} \\
 &= 322.739 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Tabel 10. Data suhu fluida panas dan fluida dingin pada zona desuperheater

	Fluida panas		Fluida dingin		
Suhu gas masuk	427.4454	Suhu atas	323.0000	$\Delta t_2$	104.4454
Suhu embun gas	378.9040	Suhu bawah	322.7389	$\Delta t_1$	56.1651

$$\begin{aligned}
 LMTD_{ds} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\
 &= \frac{104,4454 \text{ K} - 56,1651 \text{ K}}{\ln\left(\frac{104,4454 \text{ K}}{56,1651 \text{ K}}\right)} \\
 &= 77.8251 \text{ K} \\
 \frac{Q_{ds}}{LMTD_{ds}} &= \frac{1.791.486,3437 \text{ kJ/jam}}{77,8251 \text{ K}} \\
 &= 23,019.3776 \text{ kJ/jam K}
 \end{aligned}$$

## 2. Menentukan suhu rerata pada zona pengembunan

Tabel 11. Data suhu fluida panas dan fluida dingin

	Fluida panas		Fluida dingin		
Suhu gas masuk	378.9040	Suhu atas	322.7389	$\Delta t_2$	56.1651
Suhu embun gas	332.3370	Suhu bawah	303.0000	$\Delta t_1$	29.3370

$$\begin{aligned}
 LMTD_{kon} &= \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln\left(\frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}\right)} \\
 &= \frac{56,1651 \text{ K} - 29,337 \text{ K}}{\ln\left(\frac{56,1651 \text{ K}}{29,337 \text{ K}}\right)} \\
 &= 41.3092 \text{ K} \\
 \frac{Q_{kon}}{LMTD_{kon}} &= \frac{5.070.539,7822 \text{ kJ/jam}}{41,3092 \text{ K}} \\
 &= 122,746.1060 \text{ kJ/jam K}
 \end{aligned}$$

## 3. Menentukan beda suhu rerata

Untuk menghitung suhu rerata digunakan rumus sebagai berikut:

$$LMTD = \frac{Q_t}{\frac{Q_{ds}}{LMTD_{ds}} + \frac{Q_{kon}}{LMTD_{kon}}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$LMTD = \frac{6.862.026,1259 \text{ kJ/jam}}{23.019,3776 \frac{\text{kJ}}{\text{jam K}} \times 122.746,106 \frac{\text{kJ}}{\text{jam K}}}$$

$$= 47.0758 \text{ K}$$

### Koefisien perpindahan kalor

Dari "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965), Hal 840, Tabel 8" diperoleh :

Hot fluid	=	Light Organics
Cold fluid	=	Water
Range Ud	=	75 - 150 BTU/jam ft <sup>2</sup> °F
Ud	=	78 BTU/jam ft <sup>2</sup> °F
Dipilih Ud	=	1594.46 kJ/jam m <sup>2</sup> K

### Menentukan alat penukar kalor standar

#### 1. Menentukan luas perpindahan kalor

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \cdot LMTD}$$

Dimana :

A	=	Luas perpindahan kalor yang diperlukan (m <sup>2</sup> )
Ud	=	Koefisien perpindahan kalor gabungan (kJ/jam m <sup>2</sup> K)
LMTD	=	Beda suhu rerata (K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$A = \frac{6.862.026,1259 \text{ kJ/jam}}{1594,46 \frac{\text{kJ}}{\text{jam m}^2 \text{ K}} \times 47,0758 \text{ K}}$$

$$= 91.4202 \text{ m}^2 \quad \text{atau} \quad 984.038 \text{ ft}^2$$

Luas perpindahan kalor > 200 ft<sup>2</sup>, maka alat penukar kalor jenis selongsong dan tabung sesuai untuk digunakan dalam kondensor parsial (CDP-01).

#### 2. Menentukan ukuran pipa

Dipilih berdasarkan Tabel, 10, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 843 yaitu 3/4" dengan BWG sebesar 16. Maka diperoleh :

Diameter luar (OD)	=	0.75 in	=	0.0191 m
Diameter dalam (ID)	=	0.62 in	=	0.0157 m
Luas permukaan (a")	=	0.302 in <sup>2</sup>	=	0.0002 m <sup>2</sup>
Luas permukaan/m (Ao)	=	0.1968 ft <sup>2</sup> /ft	=	0.0600 m <sup>2</sup> /m

Berdasarkan line 21-22, "Chemical Design and Principles, Practice and Economics Plant and Process Design", halaman 805 bahwa panjang tabung standar yaitu 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft. Maka dipilih L = 16 ft = 4,8786 m

#### 3. Menentukan jumlah pipa yang diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$N_t = \frac{A}{A_o \cdot L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$N_t = \frac{91,4202 \text{ m}^2}{0,06 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \times 4,8786 \text{ m}}$$

$$= 312.5123$$

## 4. Menentukan alat penukar kalor standard

Dipilih dari Tabel, 9, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 842 yaitu susunan ¾" pada 1" triangular pitch.

Diameter selongsong (Ids)	=	21.25 in	=	0.5398 m
Jumlah tabung (Nt)	=	316		
Pass tabung (n)	=	1		
Pitch	=	1 in	=	0.0254 m
Diameter ekivalen (De)	=	0.72 in	=	0.0183 m

## 5. Menentukan luas perpindahan kalor standard

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standard, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = N_t \cdot A_o \cdot L$$

Dimana :

A = Luas perpindahan kalor standard (m<sup>2</sup>)

Nt = Jumlah pipa standard

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$A = 316 \times 0,06 \frac{\text{m}^2}{\text{m}} \times 4,8786 \text{ m}$$

$$= 92.4405 \text{ m}^2$$

## 6. Menentukan koefisien perpindahan kalor standard

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standard, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q_t}{A \cdot LMTD}$$

Dimana :

Ud = Koefisien perpindahan kalor standard (kJ/jam m<sup>2</sup> K)

A = Luas perpindahan kalor standard (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$U_d = \frac{6.862.026,1259 \text{ kJ/jam}}{92,4405 \text{ m}^2 \times 47,0758 \text{ K}}$$

$$= 1,576.8581 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K} = 77.14 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

**Menentukan rute aliran fluida**

Ditentukan bahwa fluida panas akan dialirkan menuju selongsong sedangkan fluida dingin akan dialirkan dalam pipa.

## 1. Zona desuperheater

## a. Pipa: Fluida dingin

Data-data :

Nt	=	316
n	=	1
ID	=	0.0157 m
OD	=	0.0191 m
a't	=	0.0002 m <sup>2</sup>

$$\begin{aligned}
\text{Massa air} &= 82,039.2289 \text{ kg/jam} \\
T_2 &= 323 \text{ K} \\
T_{\text{dew}} &= 322.74 \text{ K} \\
T_{\text{avg}} &= 322.8695 \text{ K} \\
\text{Densitas} &= 1,004.55 \text{ kg/m}^3 \\
\text{Viskositas} &= 0.5523 \text{ cP} = 1.9885 \text{ kg/jam m}
\end{aligned}$$

Menentukan luas aliran fluida dingin pada pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dingin pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$at = \frac{a't \cdot Nt}{n}$$

Dimana :

at = Luas aliran fluida dingin total pipa (m<sup>2</sup>)

a't = Luas aliran fluida dingin per pipa (m<sup>2</sup>)

Nt = Jumlah pipa

n = Jumlah *pass* di pipa

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$at = \frac{0,0002 \text{ m}^2 \times 316}{1}$$

$$at = 0.0616 \text{ m}^2$$

Menentukan flux massa dalam pipa (Gt)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Gt = \frac{\text{kecepatan massa air}}{at}$$

Dimana :

Gt = Flux massa dalam pipa (kg/jam m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$Gt = \frac{82.039,2289 \text{ kg/jam}}{0,0616 \text{ m}^2}$$

$$Gt = 1,332,478.1954 \text{ kg/jam m}^2$$

Menentukan kecepatan linier (Vlin)

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$v_{\text{lin}} = \frac{Gt}{\rho_{\text{air}}}$$

Dimana :

Vlin = Kecepatan linier (m/jam)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$V_{\text{lin}} = \frac{1.332.478,1954 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}^2}}{1.004,55 \text{ kg/m}^3}$$

$$V_{\text{lin}} = 1,326.4411 \text{ m/jam} = 1.2088 \text{ ft/s}$$

Menentukan bilangan Reynold fluida dingin

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida dingin, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Rep = \frac{Id Gt}{\mu}$$

Dimana :

Rep = Bilangan Reynold fluida dingin

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$Rep = \frac{0,0157 \text{ m} \times 1.332.478,1954 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}^2}}{1,9885 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}}}$$

$$Rep = 10,552.6732$$

#### Menentukan koefisien kalor fluida dingin

Dari fig,25, halaman 835, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfe, Mc,Graw Hill (1965) ”.

Diperoleh nilai, koefisien kalor (hi) = 420 BTU/jam ft<sup>2</sup> °F

Maka, nilai koefisien kalor awal (hio) :

$$hio = hi \frac{Id}{Od}$$

$$hio = 420 \frac{\text{BTU}}{\text{jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \times \frac{0,62 \text{ in}}{0,75 \text{ in}}$$

$$hio = 347.2000 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} = 7,097.3745 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

#### b. Selongsong: Fluida panas

Data-data :

ID	=	0.0157 m
Pitch	=	0.0254 m
OD	=	0.0191 m
De	=	0.0183 m
n	=	1
Massa fluida	=	22,654.8021 kg/jam
BM fluida	=	24.6425 kg/kmol
T1	=	427.4454 K
Tdew	=	378.9040 K
Tavg	=	403.1747 K
Densitas	=	0.8400 kg/m <sup>3</sup>

#### Menentukan sifat-sifat fisis fluida panas

Didapat nilai viskositas (μ), Cp, dan konduktivitas komponen pada T = 404,5795 K

$$\mu = 0.0516 \text{ kg/jam m} = 0.0143 \text{ cP}$$

$$cp = 2.3562 \text{ kJ/kg K}$$

$$k = 0.1101 \text{ kJ/jam m K} = 0.6856 \text{ BTU/jam ft } ^\circ\text{F}$$

#### Menentukan luas aliran fluida panas pada selongsong

Untuk menghitung luas aliran fluida panas pada selongsong, digunakan rumus sebagai berikut:

$$as = \frac{Ids B C'}{Pitch}$$

Dimana :

as = Luas aliran fluida panas pada selongsong (m<sup>2</sup>)

B = Jarak antara baffle (m)

C' = Clearance (m)

Untuk menentukan jarak antara baffle, jarak yang dapat dipilih yaitu berkisar antara  $I_{ds}/5$  hingga  $I_{ds}/1$ , maka dipilih :

$$B = I_{ds}/5 = 0,5398 \text{ m}/5 = 0,1080 \text{ m}$$

Untuk menghitung clearance, digunakan rumus sebagai berikut :

$$C' = \text{Pitch} - Od$$

$$C' = 0,0254 \text{ m} - 0,0191 \text{ m}$$

$$C' = 0,0064 \text{ m}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} as &= \frac{0,5398 \text{ m} \times 0,1080 \text{ m} \times 0,0064 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} \\ &= 0,0146 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

#### Menentukan flux massa dalam selongsong

Untuk menghitung flux massa dalam selongsong, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Gs = \frac{\text{kecepatan fluida panas}}{as}$$

Dimana :

Gs = Flux massa dalam selongsong (kg/jam m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} Gs &= \frac{22.654,8021 \text{ kg/jam}}{0,0146 \text{ m}^2} \\ &= 1,555,267.0341 \text{ kg/jam m}^2 \end{aligned}$$

#### Menentukan bilangan Reynold fluida panas

Untuk menghitung bilangan Reynold, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Res = \frac{De Gs}{\mu av}$$

Dimana:

Res = Bilangan Reynold fluida panas

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Res &= \frac{0,0183 \text{ m} \times 1.555.267,0341 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}^2}}{0,0516 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}}} \\ &= 550,899.7343 \end{aligned}$$

#### Menentukan koefisien kalor fluida panas

Dari fig,28, halaman 838, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc, Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$jH = 500$$

Maka nilai koefisien kalor (ho) :

$$ho = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left( \frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$



$$\begin{aligned}
 h_o &= \\
 & 500 \times \frac{0,1101 \frac{kJ}{jam \ m \ K}}{0,0183 \ m} \times \left( \frac{2,3562 \frac{kJ}{kg \ K} \times 0,0516 \frac{kg}{jam \ m}}{0,1101 \frac{kJ}{jam \ m \ K}} \right)^{\frac{1}{3}} \\
 &= 3,112.0112 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor gabungan bersih, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_{cds} = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana :

$U_{cds}$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (kJ/jam m<sup>2</sup> K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 U_{cds} &= \frac{7.097,3745 \frac{kJ}{jam \ m^2 \ K} \times 3.112,0112 \frac{kJ}{jam \ m^2 \ K}}{7.097,3745 \frac{kJ}{jam \ m^2 \ K} + 3.112,0112 \frac{kJ}{jam \ m^2 \ K}} \\
 &= 2,163.4122 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}
 \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor bersih yang diperlukan untuk penurunan suhu

Untuk menghitung luas perpindahan kalor bersih yang diperlukan untuk penurunan suhu, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_{ds} = \frac{Q_{ds}}{U_{cds} \ LMTD_{ds}}$$

Dimana :

$A_{ds}$  = Luas perpindahan kalor bersih yang diperlukan untuk penguapan (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 A_{ds} &= \frac{1.791.486,3437 \text{ kJ/jam}}{2.163,4122 \frac{kJ}{jam \ m^2 \ K} \times 77,8251 \text{ K}} \\
 &= 10.6403 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

2. Zona pengembunan

a. Pipa : Fluida dingin

Nt	=	316	
n	=	1	
ID	=	0.0157 m	
OD	=	0.0191 m	
a't	=	0.0002 m <sup>2</sup>	
Massa air	=	82,039.2289 kg/jam	
T <sub>1</sub>	=	303 K	
T <sub>dew</sub>	=	322.7389 K	
T <sub>avg</sub>	=	312.8695 K	
Densitas	=	1013.90 kg/m <sup>3</sup>	
Viskositas	=	0.665 cP	= 2.3929 kg/jam m

Menentukan luas aliran fluida dingin pada pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dingin pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$at = \frac{a't \cdot Nt}{n}$$

Dimana :

at = Luas aliran fluida dingin total pipa (m<sup>2</sup>)

a't = Luas aliran fluida dingin per pipa (m<sup>2</sup>)

Nt = Jumlah pipa

n = Jumlah *pass* di pipa

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$at = \frac{0,0002 \text{ m}^2 \times 316}{1}$$

$$at = 0.0616 \text{ m}^2$$

Menentukan flux massa dalam pipa (Gt)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Gt = \frac{\text{kecepatan massa air}}{at}$$

Dimana :

Gt = Flux massa dalam pipa (kg/jam m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$Gt = \frac{82.039,2289 \text{ kg/jam}}{0,0616 \text{ m}^2}$$

$$Gt = 1,332,478.1954 \text{ kg/jam m}^2$$

Menentukan kecepatan linier (Vlin)

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$vlin = \frac{Gt}{\rho_{air}}$$

Dimana :

Vlin = Kecepatan linier (m/jam)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$Vlin = \frac{1.332.478,1954 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}^2}}{1.013,9 \text{ kg/m}^3}$$

$$Vlin = 1,314.2122 \text{ m/jam} = 1.1977 \text{ ft/s}$$

Menentukan bilangan Reynold fluida dingin

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida dingin, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Rep = \frac{Id Gt}{\mu}$$

Dimana :

Rep = Bilangan Reynold fluida dingin

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\text{Rep} = \frac{0,0157 \text{ m} \times 1.332.478,1954 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}^2}}{2,3929 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}}}$$

$$\text{Rep} = 8,769.2946$$

Menentukan koefisien kalor fluida dingin

Dari fig,25, halaman 835, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfe, Mc,Graw Hill (1965) ”.

Diperoleh nilai, koefisien kalor ( $h_i$ ) = 390 BTU/jam ft<sup>2</sup> °F

Maka, nilai koefisien kalor awal ( $h_{io}$ ) :

$$h_{io} = h_i \frac{Id}{O_d}$$

$$h_{io} = 390 \frac{\text{BTU}}{\text{jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \times \frac{0,62 \text{ in}}{0,75 \text{ in}}$$

$$h_{io} = 322.4000 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} = 6,590.4192 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

b. Selongsong: Fluida panas

Data-data :

ID	=	0.0157 m	
Pitch	=	0.0254 m	
OD	=	0.0191 m	
De	=	0.0183 m	
n	=	1	
Massa fluida	=	22,654.8021 kg/jam	= 49,931.1839 lb/jam
BM fluida	=	24.6425 kg/kmol	
T <sub>2</sub>	=	332.3370 K	
T <sub>dew</sub>	=	378.9040 K	

Menentukan suhu rerata pada zona kondensasi

$$h_o (\text{Trial}) = 150 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_v = \frac{378,904 \text{ K} + 332,337 \text{ K}}{2}$$

$$= 355.6205 \text{ K} = 180.7169 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_a = \frac{303 \text{ K} + 322,7389 \text{ K}}{2}$$

$$= 312.8695 \text{ K} = 103.7650 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$T_w = T_a + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_v - T_a)$$

$$= 103,765 \text{ } ^\circ\text{F} + \frac{150 \frac{\text{BTU}}{\text{jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}}{322,4 \frac{\text{BTU}}{\text{jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} + 170 \frac{\text{BTU}}{\text{jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}} (180,7169 \text{ } ^\circ\text{F} - 103,765 \text{ } ^\circ\text{F})$$

$$= 128.1994 \text{ } ^\circ\text{F} = 326.4441 \text{ K}$$

$$T_f = \frac{T_v + T_w}{2}$$

$$= \frac{355,6205 \text{ K} + 326,4441 \text{ K}}{2}$$

$$= 341.0323 \text{ K} = 154.4581 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Menentukan sifat-sifat fisis fluida panas

Didapat nilai viskositas ( $\mu$ ),  $C_p$ , dan konduktivitas komponen pada  $T = 339,3194 \text{ K}$

$$\begin{aligned}\mu &= 0.0461 \text{ kg/jam m} = 0.0128 \text{ cP} \\ c_p &= 2.5315 \text{ kJ/kg K} \\ k &= 0.0785 \text{ kJ/jam m K} = 0.4886 \text{ BTU/jam ft }^\circ\text{F} \\ \rho &= 0.9931 \text{ kg/m}^3 \\ \text{spgr} &= 0.8255\end{aligned}$$

Menentukan condensing load

Asumsi = Panjang zona kondensasi 85% dari panjang tube

$$L_c = 0,85 \times 16 \text{ ft}$$

$$L_c = 13.54 \text{ ft}$$

Untuk menghitung condensing load, digunakan rumus sebagai berikut:

$$G_s'' = \frac{W_s}{L_c \times N t^{2/3}}$$

Dimana :

$$G_s'' = \text{Condensing load (lb/jam ft)}$$

$$W_s = \text{Massa fluida (lb/jam)}$$

$$L_c = \text{Panjang zona kondensasi (ft)}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$G_s'' = \frac{49.931,1839 \text{ lb/jam}}{13,54 \text{ ft} \times 316^{2/3}}$$

$$G_s'' = 79.4678 \text{ lb/jam ft} = 53.4000 \text{ kg/jam m}$$

Menentukan luas aliran fluida panas pada selongsong

Untuk menghitung luas aliran fluida panas pada selongsong, digunakan rumus sebagai berikut:

$$a_s = \frac{I_d s B C'}{\text{Pitch}}$$

Dimana :

$$a_s = \text{Luas aliran fluida panas pada selongsong (m}^2\text{)}$$

$$B = \text{Jarak antara baffle (m)}$$

$$C' = \text{Clearance (m)}$$

Untuk menentukan jarak antara baffle, jarak yang dapat dipilih yaitu berkisar antara  $I_d s/5$  hingga  $I_d s/1$ , maka dipilih :

$$B = I_d s/5 = 0,5398 \text{ m/5} = 0.1080 \text{ m}$$

Untuk menghitung clearance, digunakan rumus sebagai berikut :

$$C' = \text{Pitch} - O_d$$

$$C' = 0,0254 \text{ m} - 0,0191 \text{ m}$$

$$C' = 0.0064 \text{ m}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}a_s &= \frac{0,5398 \text{ m} \times 0,108 \text{ m} \times 0,0064 \text{ m}}{0,0254 \text{ m}} \\ &= 0.0146 \text{ m}^2\end{aligned}$$

Menentukan flux massa dalam selongsong

Untuk menghitung flux massa dalam selongsong, digunakan rumus sebagai berikut:

$$G_s = \frac{\text{kecepatan fluida panas}}{as}$$

Dimana :

$G_s$  = Flux massa dalam selongsong (kg/jam m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{22.654,8021 \text{ kg/jam}}{0,0146 \text{ m}^2} \\ &= 1,555,267.0341 \text{ kg/jam m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan bilangan Reynold fluida panas

Untuk menghitung bilangan Reynold, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Res = \frac{De G_s}{\mu av}$$

Dimana:

$Res$  = Bilangan Reynold fluida panas

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Res &= \frac{0,0183 \text{ m} \times 1.555.267,0341 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}^2}}{0,0461 \frac{\text{kg}}{\text{jam m}}} \\ &= 617,001.8639 \end{aligned}$$

Menentukan koefisien kalor fluida panas

Dari fig,12.9, halaman 267, “*D, Q, Kern, “Process Heat Transfe, Mc,Graw Hill (1965)”*”.

Diperoleh nilai, koefisien kalor ( $h_o$ ) = 150 BTU/jam ft<sup>2</sup> °F (sesuai dengan trial).

$$h_o = 150 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ °F} = 3,066.2620 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K}$$

Menghitung koefisien perpindahan kalor gabungan bersih

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor gabungan bersih, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_{kon} = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana :

$U_{kon}$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (kJ/jam m<sup>2</sup> K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} U_{kon} &= \frac{6.590,4192 \frac{\text{kJ}}{\text{jam m}^2 \text{ K}} \times 3.066,262 \frac{\text{kJ}}{\text{jam m}^2 \text{ K}}}{6.590,4192 \frac{\text{kJ}}{\text{jam m}^2 \text{ K}} + 3.066,262 \frac{\text{kJ}}{\text{jam m}^2 \text{ K}}} \\ &= 2,092.6394 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K} \end{aligned}$$

Luas perpindahan kalor bersih yang diperlukan untuk penurunan suhu

Untuk menghitung luas perpindahan kalor bersih yang diperlukan untuk penurunan suhu, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_{kon} = \frac{Q_{kon}}{U_{kon} \Delta T_{LMTDkon}}$$

Dimana :

Akon = Luas perpindahan kalor bersih yang diperlukan untuk penguapan (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Akon &= \frac{5.070.539,7822 \text{ kJ/jam}}{2.092,6394 \frac{\text{kJ}}{\text{jam m}^2 \text{ K}} \times 41,3092 \text{ K}} \\ &= 58.6561 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

#### Menghitung luas perpindahan kalor bersih

Untuk menghitung luas perpindahan kalor bersih yang diperlukan untuk penurunan suhu, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Ac = Ads + Akon$$

Dimana :

Ac = Luas perpindahan kalor bersih (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Ac &= 10,6403 \text{ m}^2 + 58,6561 \text{ m}^2 \\ &= 69.30 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

#### Mengecek asumsi panjang zona kondensasi

Untuk mengecek apakah asumsi panjang zona kondensasi sesuai dengan yang diambil, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\%Lc = \frac{A_{kon}}{A_{kon} + A_{ds}} \times 100\%$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \%Lc &= \frac{58,6561 \text{ m}^2}{69,3 \text{ m}^2} \times 100\% \\ \%Lc &= 85 \% \end{aligned}$$

Maka, asumsi panjang zona kondensasi sebesar 77% adalah memenuhi.

#### **Weighted Clean Overall Coefficient (Uc)**

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut :

$$U_c = \frac{\sum U \cdot A}{A_c}$$

$$U_c = \frac{U_{ds} \cdot A_{ds} + U_{kon} \cdot A_{kon}}{A_c}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{2.163,4122 \frac{\text{kJ}}{\text{jam m}^2 \text{ K}} \times 10,6403 \text{ m}^2 + 2.092,6394 \frac{\text{kJ}}{\text{jam m}^2 \text{ K}} \times 58,6561 \text{ m}^2}{69,3 \text{ m}^2} \\ &= 2,103.51 \text{ kJ/jam m}^2 \text{ K} = 102.90 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ }^\circ\text{F} \end{aligned}$$

#### **Dirt Factor (Rd)**

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Rd = \frac{U_c - U_D}{U_c \cdot U_D}$$

Dimana :

$R_d$  = Faktor pengotor (jam ft<sup>2</sup> °F/BTU)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$R_d = \frac{102,9 \frac{BTU}{jam \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F} - 77,14 \frac{BTU}{jam \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F}}{102,9 \frac{BTU}{jam \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F} \times 77,14 \frac{BTU}{jam \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F}}$$

$$R_d = 0.0032457 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ F/BTU = 0.00015878 \text{ jam m}^2 \text{ K/kJ}$$

Faktor pengotor minimum yaitu berkisar 0,003 (jam ft<sup>2</sup> °F/BTU) sehingga jika satuannya dikonversi menjadi satuan internasional yaitu :

$$R_{d_{\min}} = 0.0030 \text{ jam ft}^2 \text{ } ^\circ F/BTU = 0.00014676 \text{ jam m}^2 \text{ K/kJ}$$

Karena  $R_d$  yang terhitung melebihi  $R_{d_{\min}}$  maka alat penukar kalor yang dipilih memenuhi syarat.

### Pressure Drop

1. Selongsong : Fluida Panas

a. Desuperheater

Untuk menghitung penurunan tekanan pada selongsong, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_{ds} = \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot spgr}$$

Dengan :

$$Re = 550,899.7343$$

$$f = 0.00100 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{dari figure 29 kern})$$

$$I D_s = 21.25 \text{ in} = 1.7708 \text{ ft}$$

$$D_e = 0.72 \text{ in} = 0.0600 \text{ ft}$$

$$L_{ds} = 2.46 \text{ ft}$$

$$B = 4.25 \text{ in} = 0.3542 \text{ ft}$$

$$G_s = 1,555,267.0341 \text{ kg/jam m}^2 = 318,518.6886 \text{ lb/jam ft}^2$$

$$\rho = 0.8400 \text{ kg/m}^3$$

$$spgr = 0.6983$$

$$N+1 = \frac{L_{ds}}{B} = \frac{3,74 \text{ ft}}{0,3542 \text{ ft}} = 6.9368$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_{ds} &= \frac{0,001 \frac{\text{ft}^2}{\text{in}^2} \times \left( 318.518,6886 \frac{\text{lb}}{\text{jam ft}^2} \right)^2 \times 1,7708 \text{ ft} (6,9368)}{5,22 \cdot 10^{10} \times 0,06 \text{ ft} \times 0,6983} \\ &= 0.5698 \text{ psi} \end{aligned}$$

b. Kondensor

Untuk menghitung penurunan tekanan pada selongsong, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_{kon} = \frac{1}{2} \cdot \frac{f \cdot G_s^2 \cdot I D_s (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot spgr}$$

Dengan :

$$Re = 617,001.8639$$

$$f = 0.00095 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{dari figure 29 kern})$$

$$I D_s = 21.25 \text{ in} = 1.7708 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
De &= 0.72 \text{ in} = 0.0600 \text{ ft} \\
Lds &= 13.54 \text{ ft} \\
B &= 4.25 \text{ in} = 0.3542 \text{ ft} \\
Gs &= 1,555,267.0341 \text{ kg/jam m}^2 = 318,518.6886 \text{ lb/jam ft}^2 \\
\rho &= 0.9931 \text{ kg/m}^3 \\
spgr &= 0.8255 \\
N+1 &= \frac{Lkon}{B} = \frac{12,26 \text{ ft}}{0,3542 \text{ ft}} = 38.2399
\end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
\Delta P_{kon} &= \frac{1}{2} \cdot \frac{0,00095 \frac{ft^2}{in^2} \times \left( 318.518,6886 \frac{lb}{jam \text{ ft}^2} \right)^2 \times 1,7708 \text{ ft} (38,2399)}{5,22.1010 \times 0,06 \text{ ft} \times 0,8255} \\
&= 1.2621 \text{ psi}
\end{aligned}$$

c. Menghitung penurunan tekanan total selongsong ( $\Delta P_s$ )

$$\begin{aligned}
\Delta P_s &= \Delta P_{ds} + \Delta P_{kon} \\
&= 0,5698 \text{ psi} + 1,2621 \text{ psi} \\
&= 1.8320 \text{ psi} \\
\Delta P_s &= 0.1246 \text{ atm}
\end{aligned}$$

## 2. Pipa : Fluida Dingin

a. Menentukan Penurunan Tekanan pada Pipa

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_t = \frac{f \cdot Gt^2 \cdot L \cdot n}{5,22.1010 \cdot IDt \cdot spgr}$$

Dengan :

$$\begin{aligned}
Ret &= 9,660.9839 \\
f &= 0.00028 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\
Gt &= 1,332,478.1954 \text{ kg/jam m}^2 = 272,891.5344 \text{ lb/jam ft}^2 \\
L &= 16 \text{ ft} \\
n &= 1 \\
IDt &= 0.620 \text{ in} = 0.0517 \text{ ft} \\
spgr &= 1
\end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
\Delta P_t &= \frac{0,00028 \frac{ft^2}{in^2} \times \left( 277.891,5344 \frac{lb}{jam \text{ ft}^2} \right)^2 \times 16 \text{ ft} \times 1}{5,22.1010 \times 0,0517 \text{ ft} \times 1} \\
&= 0.1237 \text{ psi}
\end{aligned}$$

b. Menentukan Penurunan Tekanan Karena Belokan

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa karena belokan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot n \cdot V \cdot lin^2 \cdot 62,5}{s \cdot 2 \cdot g \cdot 144}$$

Dengan :

$$\begin{aligned}
n &= 1 \\
Vlin &= 1.2033 \text{ ft/s} \\
g &= 32.2 \text{ ft/s}^2
\end{aligned}$$



$$s = 1$$

Maka :

$$\Delta Pr = \frac{4 \times 1 \times \left(1,2033 \frac{ft}{s}\right)^2 \times 62,5}{1 \times 2 \times 32,2 \frac{ft}{s^2} \times 144}$$

$$\Delta Pr = 0.0390 \text{ psi}$$

c. Menghitung penurunan tekanan total pipa ( $\Delta Pt$ )

$$\begin{aligned} \Delta Pt &= \Delta Pt + \Delta Pr \\ &= 0,1237 \text{ psi} + 0,039 \text{ psi} \\ &= 0.1627 \text{ psi} \\ &= 0.0111 \text{ atm} \end{aligned}$$

**KONDENSOR PARSIAL  
(CDP-01)**

Tugas : Mengembunkan gas yang keluar dari reaktor berupa  $C_4H_6O_2$ ,  $H_2O$ , dan  $CH_3COOH$  pada suhu  $154,45^\circ C$  dan tekanan  $1,127$  atm, dengan media pendingin air pada suhu  $30^\circ C$

Tipe Alat : *Shell and Tube Desuperheater Condensor*

A. Kondisi Operasi

Fluida Panas

Tekanan =  $1.127$  atm  
 Suhu masuk,  $T_1$  =  $427.45$  K =  $154.445$  °C  
 Suhu keluar,  $T_2$  =  $332.34$  K =  $59.337$  °C

Fluida Dingin

Median Pendingin = Air ( $H_2O$ )  
 Suhu masuk,  $t_1$  =  $303$  K =  $30$  °C  
 Suhu keluar,  $t_2$  =  $323$  K =  $50$  °C  
 Massa Pendingin =  $82,039.23$  kg/jam

B. Ukuran Alat

Beban panas =  $6,862,026.1259$  kJ/jam  
 Jumlah pipa =  $316$   
 ODtube =  $0.75$  in =  $0.0191$  m  
 IDtube =  $0.62$  in =  $0.0157$  m  
 Panjang tabung =  $16$  ft =  $4.8768$  m  
 Jumlah pass =  $1$   
 A =  $92.4405$  m<sup>2</sup>  
 Susunan = Susunan:  $\frac{3}{4}$ " pada  $1$ " triangular pitch

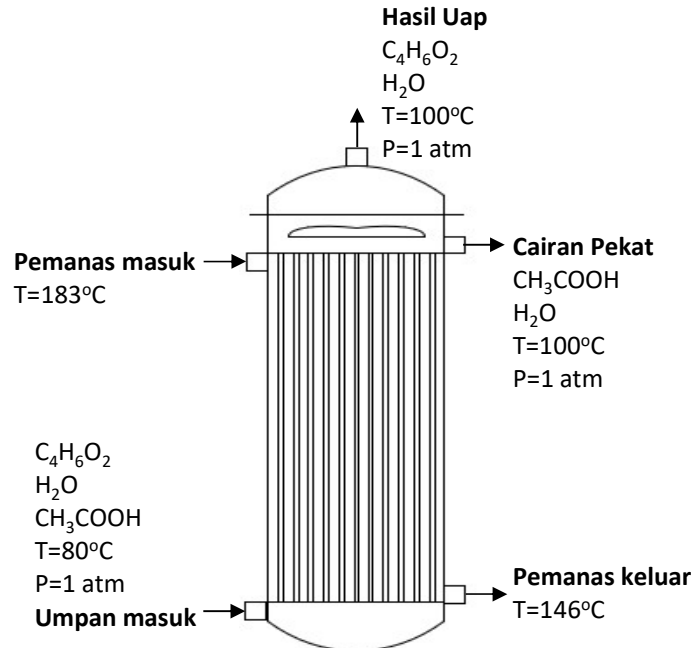
C. Koefisien Perpindahan Panas

ho zona desuperheater =  $152.2380$  BTU/jam ft<sup>2</sup> °F  
 =  $3,112.0112$  kJ/jam m<sup>2</sup> K  
 ho zona kondensasi =  $150$  BTU/jam ft<sup>2</sup> °F  
 =  $3,066.2620$  kJ/jam m<sup>2</sup> K  
 hio zona desuperheater =  $347.2$  BTU/jam ft<sup>2</sup> °F  
 =  $7,097.3745$  kJ/jam m<sup>2</sup> K  
 hio zona kondensasi =  $322.40$  BTU/jam ft<sup>2</sup> °F  
 =  $6,590.4192$  kJ/jam m<sup>2</sup> K  
 Uc =  $102.9026$  BTU/jam ft<sup>2</sup> °F  
 =  $2,103.5064$  kJ/jam m<sup>2</sup> K  
 Ud =  $77.1392$  BTU/jam ft<sup>2</sup> °F  
 =  $1,576.8581$  kJ/jam m<sup>2</sup> K  
 Rd =  $0.00324565$  jam ft<sup>2</sup> °F/BTU  
 =  $0.00015878$  jam m<sup>2</sup> K/kJ  
 Pressure drop shell =  $0.1246$  atm  
 Pressure drop tube =  $0.0111$  atm

**EVAPORATOR****EV - 01**

**Tugas** : Memekatkan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  hasil bawah menara distilasi menjadi konsentrasi  $\text{CH}_3\text{COOH}$  99.8% dengan menguapkan sebagian  $\text{H}_2\text{O}$

**Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*



Gambar 1. Vertical Evaporator

**1. Neraca Massa**

$$F_{in} - F_{out} = F_{acc}$$

Pada keadaan steady tidak ada akumulasi sehingga

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

Maka,

$$F_{in} = F_{out}$$

$$\text{Arus 20} + \text{Dowtherm} = \text{Arus 21} + \text{Arus 22} + \text{Dowtherm}$$

$$\text{Massa Dowtherm masuk} = \text{massa Dowtherm keluar}$$

$$\text{Arus 20} = \text{Arus 21} + \text{Arus 22}$$

Umpan masuk Evaporator (Arus 20) :

Tabel 1. Komposisi umpan Evaporator (EV-01)

Komponen	Laju massa (kg/jam)
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	378.83
$\text{H}_2\text{O}$	16.22
$\text{CH}_3\text{COOH}$	2972.72
Total	3367.76

Diinginkan hasil bawah evaporator adalah  $\text{CH}_3\text{COOH}$  dengan kadar 99.8%, sehingga

Produk yang keluar dari bawah Evaporator (Arus 22) :

$$\begin{aligned} \text{Massa } \text{CH}_3\text{COOH} \text{ hasil bawah} &= \text{Massa } \text{CH}_3\text{COOH} \text{ umpan} \\ &= 2972.72 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O hasil bawah} &= 0,002/0,998 \times \text{Massa CH}_3\text{COOH hasil bawah} \\
 &= 0,002/0,998 \times 2972.72 \text{ kg/jam} \\
 &= 5.96 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 2. Komposisi hasil bawah Evaporator (EV-01)

Komponen	Laju massa (kg/jam)
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.00
H <sub>2</sub> O	5.96
CH <sub>3</sub> COOH	2972.72
Total	2978.68

Produk yang keluar dari atas evaporator (Arus 21) :

$$\begin{aligned}
 \text{Massa H}_2\text{O yang teruapkan} &= \text{Massa H}_2\text{O umpan} - \text{massa H}_2\text{O hasil bawah} \\
 &= 16.22 \text{ kg/jam} - 5.96 \text{ kg/jam} \\
 &= 10.26 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Massa C}_4\text{H}_6\text{O}_2 \text{ yang teruapkan} &= \text{Massa C}_4\text{H}_6\text{O}_2 \text{ umpan} - \text{massa C}_4\text{H}_6\text{O}_2 \text{ hasil bawah} \\
 &= 378.83 \text{ kg/jam} - 0.00 \text{ kg/jam} \\
 &= 378.83 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 3. Komposisi hasil atas Evaporator (EV-01)

Komponen	Laju massa (kg/jam)
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	378.83
H <sub>2</sub> O	10.260
CH <sub>3</sub> COOH	0.00
Total	389.09

Tabel 4. Neraca Evaporator (EV-01)

Komponen	Masuk	Keluar	
	Arus 20 (kg/jam)	Arus 22 (kg/jam)	Arus 21 (kg/jam)
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	378.83	0.00	378.827
H <sub>2</sub> O	16.22	5.96	10.260
CH <sub>3</sub> COOH	2972.72	2972.72	0.000
Total	3367.76	2978.68	389.09

## 2. Menghitung titik didih operasi

Dengan menghitung menggunakan data vapor pressure dari Yaws, didapat Td operasi

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi evaporator} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 760 \text{ mmhg}
 \end{aligned}$$

Data Vapor Pressure

$$\log_{10} P = A + B/T + C \log_{10} T + DT + ET^2$$

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29.86	-3152.20	-7.30	2.42E-09	1.81E-06

Komponen	xi	Po	ki=Po/Pt	y = ki.xi
H <sub>2</sub> O	1.00	7.60E+02	1.00E+00	1.00E+00
Total	1.00			1.00

$$\begin{aligned} T_d &= 373 \text{ K} \\ &= 100 \text{ }^\circ\text{C} \end{aligned}$$

Diperoleh Td campuran sebesar 100 °C sebagai suhu operasi evaporator

### 3. Menghitung Beban Panas

Neraca panas

$$Q_{in} - Q_{out} + Q_{req} = Q \text{ akumulasi}$$

$$\sum ni \int_{T_o}^{T_i} C_{pd}T \mid \text{masuk} - \sum ni \int_{T_i}^{T_o} C_{pd}T \mid \text{keluar} + \text{Beban panas} = 0$$

Data kapasitas panas gas masing masing komponen

$$C_p \text{ gas} = A + B \cdot T + C \cdot (T^2) + D \cdot (T^3) + E \cdot (T^4)$$

Komponen	A	B	C	D	E
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	27.66	0.23	6.21E-05	-1.70E-07	5.79E-11
H <sub>2</sub> O	33.93	-0.01	2.99E-05	-1.78E-08	3.69E-12
CH <sub>3</sub> COOH	34.85	0.04	2.83E-04	-3.08E-07	9.26E-11

Data kapasitas panas cair masing masing komponen

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

Komponen	A	B	C	D
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	98.20	0.47	-1.44E-03	2.24E-06
H <sub>2</sub> O	92.05	-0.04	-2.11E-04	5.35E-07
CH <sub>3</sub> COOH	-18.94	1.10	-2.89E-03	2.93E-06

Panas masuk (Qin)

a. Panas umpan masuk (Q20) :

$$\text{Suhu umpan masuk} = 80 \text{ }^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

$$\text{Suhu reference} = 25 \text{ }^\circ\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$Q_{16} = \sum ni \int_{T_o}^{T_i} C_{pd}T \mid \text{masuk}$$

Tabel 5. Panas umpan masuk Evaporator (EV-01)

Komponen	Laju massa kg/jam	Laju mol kmol/jam	CpdT kJ/kmol	Q kJ/jam
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	378.83	4.40	9.67E+03	4.26E+04
H <sub>2</sub> O	16.22	0.90	4.14E+03	3.73E+03
CH <sub>3</sub> COOH	2972.72	49.50	7.30E+03	3.61E+05
Total	3367.76	54.81		4.08E+05

$$\begin{aligned} \text{Panas masuk (Qin)} &= Q_{20} \\ &= 407580.31 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas keluar (Qout)

a. Panas hasil atas (Q21)

$$\text{Suhu hasil atas} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$Q_s = \sum ni \int_{T_o}^{T_i} C_{pd}T \text{ | keluar}$$

Tabel 6. Panas sensibel hasil atas Evaporator (EV-01)

Komponen	Laju massa kg/jam	Laju mol kmol/jam	CpdT kJ/kmol	Q kJ/jam
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	378.83	4.40	8.07E+03	3.55E+04
H <sub>2</sub> O	10.26	0.57	2.54E+03	1.45E+03
CH <sub>3</sub> COOH	0.00	0.00	5.18E+03	0.00E+00
Total	389.09	4.97		3.70E+04

Data ΔHvap masing-masing komponen

$$\Delta H_{\text{vap}} = A(1-T/T_c)^n \text{ (kJ/mol)}$$

Komponen	A	Tc	n	ΔHvap
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	45.805	524	0.353	29.51
H <sub>2</sub> O	52.053	647.13	0.321	39.50
CH <sub>3</sub> COOH	11.575	592.71	-0.65	22.07

$$Q_v = n \times \Delta H_{\text{vap}}$$

Tabel 7. Panas laten hasil atas Evaporator (EV-01)

Komponen	Laju massa kg/jam	Laju mol kmol/jam	ΔHvap kJ/kmol	Q kJ/jam
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	378.83	4.40	2.95E+04	1.30E+05
H <sub>2</sub> O	10.26	0.57	3.95E+04	2.25E+04
CH <sub>3</sub> COOH	0.00	0.00	2.21E+04	0.00E+00
Total	389.09	4.97		1.52E+05

b. Panas hasil bawah (Q22)

$$\text{Suhu hasil bawah} = 100 \text{ }^{\circ}\text{C} = 373 \text{ K}$$

$$\text{Suhu referensi} = 25 \text{ }^{\circ}\text{C} = 298 \text{ K}$$

$$Q_s = \sum ni \int_{T_o}^{T_i} C_{pd}T \text{ | keluar}$$

Tabel 8. Panas hasil bawah Evaporator (EV-01)

Komponen	Laju massa kg/jam	Laju mol kmol/jam	CpdT kJ/kmol	Q kJ/jam
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.00	0.00	1.34E+04	0.00E+00
H <sub>2</sub> O	5.96	0.33	5.66E+03	1.87E+03
CH <sub>3</sub> COOH	2972.72	49.50	1.01E+04	4.99E+05
Total	2978.68	49.84		5.01E+05

$$Q_{\text{out}} = Q_{s21} + Q_{v21} + Q_{s22}$$

$$= 36959.77 + 152379.76 + 501187.23$$

$$= 690527 \text{ kJ/jam}$$

### Beban panas evaporator

$$\begin{aligned} Q_{\text{req}} &= Q_{\text{out}} - Q_{\text{in}} \\ &= 690526.75 - 407580.31 \\ &= 282946.45 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

#### 4. Menghitung keperluan Dowtherm

Jumlah Dowtherm yang dibutuhkan dapat diperoleh menggunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_{\text{transfer}} = \int_{T_{\text{keluar}}}^{T_{\text{masuk}}} (np (143437 + 372.894 * Tp + 0.111497 * Tp^2)/1000) dT$$

$$T_{\text{masuk}} = 183 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{keluar}} = 146 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\frac{Q_p}{np} = 7688.89 \text{ kJ/kmol}$$

$$\begin{aligned} np &= \frac{Q_{\text{req}}}{C_p dT} \\ &= \frac{282946 \text{ kJ/jam}}{7688.89 \text{ kJ/kmol}} \\ &= 36.80 \text{ kmol/jam} \\ &= 6108.7 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel 9. Neraca Panas Evaporator (EV-01)

Komponen	Masuk	Keluar
	kJ/jam	kJ/jam
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	42561.62	35509.26
H <sub>2</sub> O	3726.75	3322.27
CH <sub>3</sub> COOH	361291.94	499315.46
Panas uap	0	152379.76
Pemanas	282946.4459	0
Total	690526.75	690526.75

#### 5. Desain Heat Exchanger

Dipilih alat penukar panas jenis Shell and Tube 1-1 dan digunakan ukuran tube standar untuk Vertical long tube evaporator dengan natural circulation (Chemirisonoff, 2000)

##### a. Menentukan $\Delta T$ LMTD

Fluida panas

$$\text{Laju alir pemanas} = 6108.7 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suhu awal (Tp1)} = 183 \text{ } ^\circ\text{C} = 456 \text{ K}$$

$$\text{Suhu akhir (Tp2)} = 146 \text{ } ^\circ\text{C} = 419 \text{ K}$$

Fluida dingin

$$\text{Laju alir fluida dingin} = 3367.76 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Suhu awal (T1)} = 80 \text{ } ^\circ\text{C} = 353 \text{ K}$$

$$\text{Suhu akhir (T2)} = 100 \text{ } ^\circ\text{C} = 373.165 \text{ K}$$

$$\Delta T1 = T_{p1} - T2$$

$$= 456 - 373$$

$$= 82.8 \text{ K}$$

$$\Delta T_2 = T_{p2} - T_1$$

$$= 419 - 353$$

$$= 66 \text{ K}$$

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{LN \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

$$= 171 \text{ K}$$

### b. T<sub>pc</sub> dan T<sub>c</sub>

$$T_{pc} = \frac{T_{p1} + T_{p2}}{2}$$

$$= \frac{456 + 419}{2}$$

$$= 438 \text{ K}$$

$$T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$= \frac{353 + 373}{2}$$

$$= 363 \text{ K}$$

### c. Spesifikasi alat

Jenis	= 1-1 <i>shell and tube exchanger</i>
OD tube	= 0.75 in
ID tube	= 0.62 in
Ao	= 0.1963 ft <sup>2</sup> /ft
BWG	= 16 BWG
Panjang tube	= 12 ft
Passes	= 1 <i>pass</i>
Pitch	= 1 in, (triangular pitch)

(Table 10, Kern, 1965)

Dari Table 8, hal 840, Kern 1995, exchanger untuk fluida panas heavy organics dan fluida dingin light organics dalam evaporator, diperoleh Ud 10-40 dengan faktor pengotor (Rd) 0,003.

$$\text{Diambil Ud} = 10.5 \text{ BTU/jam ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} = 215 \text{ kJ/jam.m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Luas permukaan untuk perpindahan panas

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta T}$$

$$= \frac{282946.45}{36618.32}$$

$$= 7.72691 \text{ m}^2$$

$$= 83.1717 \text{ ft}^2$$

Jumlah tube

$$N_t = \frac{A}{L \times A_o}$$



$$= \frac{83.1717}{2.3556}$$

$$= 35.31 \text{ tube}$$

Dari Tabel 9, hal 842, Kern, 1965, nilai yang terdekat adalah dengan jumlah tube = 37 dan ID shell sebesar = 8 in

Koreksi nilai Ud

$$A = L \times N_t \times A_o$$

$$= 12 \times 37 \times 0.1963$$

$$= 87.16 \text{ ft}^2$$

$$= 8.10 \text{ m}^2$$

$$U_d = \frac{Q}{A \times \Delta T}$$

$$= \frac{282946.45}{1381.53}$$

$$= 204.8058 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{°C}$$

$$= 10.0199 \text{ BTU/jam ft}^2.\text{°F}$$

### Fluida dingin (light organic) berada pada tube

Luas area tube

$$A_{ot} = 0.302 \text{ in}^2 \quad (\text{Table 10, Kern, 1965})$$

$$A_t = \frac{N_t \times A_{ot}}{144 \times \text{pass}} \quad (\text{Pers 7.48, Kern, 1965})$$

$$= \frac{11.174}{144}$$

$$= 0.0776 \text{ ft}^2$$

$$= 0.0072 \text{ m}^2$$

Kecepatan massa dalam tube

$$G_t = \frac{F}{A_t}$$

$$= \frac{3367.76 \text{ kg/jam}}{0.0072 \text{ m}^2}$$

$$= 467159.4 \text{ kg/m}^2.\text{jam}$$

$$= 87669.153 \text{ lb/ft}^2.\text{jam}$$

Mencari bilangan Reynold

> Menghitung viskositas campuran

Data viskositas cair masing masing komponen

$$\mu_{liq} = 10^{(A + B/T + C \cdot T + D \cdot T^2)} \text{ (cP)}$$

Komponen	A	B	C	D
H <sub>2</sub> O	-10.22	1792.50	1.77E-02	-1.26E-05
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-9.07	1186.30	2.27E-02	-2.32E-05
CH <sub>3</sub> COOH	-3.89	784.82	6.70E-03	-7.56E-06

$$T_c = 363 \text{ K}$$

Komponen	Laju mol kmol/jam	xi fraksi mol	μ (cP)	xi.μ (cP)

H <sub>2</sub> O	0.90	0.0164	0.31	0.0051
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	4.40	0.0803	0.24	0.0194
CH <sub>3</sub> COOH	49.50	0.9033	0.51	0.4567
Total	54.81	1.00		0.4812

Maka nilai bilangan Reynold di *tube* adalah:

$$ID = 0.62 \text{ in} = 0.01575 \text{ m}$$

$$\mu = 0.48 \text{ cP} = 1.73 \text{ kg/m.jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{ID \times G_t}{\mu_{\text{mix}}} \\ &= \frac{0.01575 \times 467159.40}{1.7322} \\ &= 4246.98 \end{aligned}$$

> Menghitung kapasitas panas cair campuran

$$T_c = 363 \text{ K}$$

Komponen	Laju mol kmol/jam	xi fraksi mol	Cp kJ/kmol.K	xi.Cp kJ/kmol.K
H <sub>2</sub> O	0.90	0.0164	75.32	1.2382
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	4.40	0.0803	186.02	14.9361
CH <sub>3</sub> COOH	49.50	0.9033	138.26	124.8821
Total	54.81	1.00		141.0564

> Menghitung konduktivitas panas cair campuran

Data konduktivitas cair masing masing komponen

$$k = A + B \cdot T + C \cdot T^2 \text{ (W/m.K)}$$

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub> O	-0.28	4.61E-03	-5.54E-06
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.26	-2.74E-04	-2.64E-07
CH <sub>3</sub> COOH	0.16	1.05E-04	-4.10E-07

$$T_c = 363 \text{ K}$$

Komponen	Laju mol kmol/jam	xi fraksi mol	k kJ/jam.m.K	xi.k kJ/jam.m.K
H <sub>2</sub> O	0.90	0.0164	2.40	0.0395
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	4.40	0.0803	0.45	0.0359
CH <sub>3</sub> COOH	49.50	0.9033	0.53	0.4799
Total	54.81	1.00		0.5554

> Menghitung nilai hi dan hio

Nilai hi diperoleh menggunakan rumus:

$$\frac{h_i}{\phi} = j_H \frac{k}{ID} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

Maka nilai pada *tube*  $(C_p \times \mu/k)^{1/3}$  adalah:

$$\left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} = \left( \frac{141.06 \times 1.73}{0.5554} \right)^{1/3}$$

$$= 7.61$$

Nilai  $j_H$  dicari melalui Fig.24 (Kern, 1965) dengan bilangan  $Re$  4246.98 dan nilai  $L/D = 232$ . Maka diperoleh nilai  $j_H$  sebesar = 15

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\phi} &= j_H \frac{k}{ID} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 15 \frac{0.5554}{0.0157} 7.61 \\ &= 3486.87 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.48 \text{ cP}$

Komponen	Laju mol kmol/jam	$x_i$ fraksi mol	$\mu_{ct}$ (cP)	$x_i \cdot \mu_{ct}$ (cP)
H <sub>2</sub> O	0.90	0.0164	0.911	0.0150
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	4.40	0.0803	0.4033	0.0324
CH <sub>3</sub> COOH	49.50	0.9033	1.1316	1.0221
Total	54.81	1.00		1.0695

$$\mu_{ct} = 1.07 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 2.22$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar = 1.1

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\phi} &= 3486.87 \\ h_i &= 3835.56 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Nilai  $h_{io}$  diperoleh dengan menggunakan rumus:

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \frac{ID}{OD} \\ h_{io} &= 3835.56 \frac{0.62}{0.75} \\ &= 3170.73 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

### Fluida panas (heavy organic) berada pada shell

Luas area shell

$$A_s = \frac{ID_s \times C' \times B}{144 \times P_T \times \text{pass}} \text{ (Pers 7.1, Kern, 1965)}$$

Dimana :

$ID_s$  = Diameter dalam shell (inch)

$B$  = Baffle spacing (inch)

$P_T$  = Tube pitch (inch)

$C'$  = Clearance ( $P_T - OD$ )(in)

$n'$  = Shell passes

Baffle spacing minimum diperoleh menggunakan rumus

$$\begin{aligned} B &= \frac{ID_s}{5} \\ &= \frac{8}{5} \end{aligned}$$

$$= 1.6 \text{ in}$$

Dipilih baffle spacing sebesar = 5 in

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{8 \times 0.25 \times 5}{144 \times 1 \times 1} \\ &= 0.0694 \text{ ft}^2 \\ &= 0.0065 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Kecepatan fluida di dalam *shell*

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{F_s}{A_s} \\ &= \frac{6108.7}{0.0065} \\ &= 946849.77 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam} \\ &= 177689.92 \text{ lb/ft}^2 \cdot \text{jam} \end{aligned}$$

Mencari bilangan Reynold

$$T_{pc} = 438 \text{ K}$$

Sifat-sifat fisis fluida panas pada  $T_{pc}$ :

$$\begin{aligned} \rho &= 58.66 \text{ lb/ft}^3 &= 956.752 \text{ kg/m}^3 \\ \mu &= 0.5143 \text{ cP} &= 1.85 \text{ kg/m} \cdot \text{jam} \\ C_p &= 0.4731 \text{ BTU/lb} \cdot ^\circ\text{F} &= 1.98 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K} \\ k &= 0.0668 \text{ BTU/hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot (^{\circ}\text{F}/\text{ft}) &= 0.42 \text{ kJ/m} \cdot \text{K} \end{aligned}$$

Dari Fig.28 Kern, untuk OD 3/4 in and triangular pitch diperoleh:

$$D_e = 0.72 \text{ in} = 0.01829 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{Res} &= \frac{D_e \times G_t}{\mu} \\ &= \frac{0.0183 \times 946849.77}{1.85} \\ &= 9351.78 \end{aligned}$$

> Menghitung nilai  $h_o$

Nilai  $h_o$  diperoleh menggunakan rumus:

$$\frac{h_o}{\varphi} = j_H \frac{k}{D_e} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

Maka nilai pada *tube*  $(C_p \times \mu/k)^{1/3}$  adalah:

$$\begin{aligned} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} &= \left( \frac{1.98 \times 1.85}{0.4162} \right)^{1/3} \\ &= 2.07 \end{aligned}$$

Nilai  $j_H$  dicari melalui Fig.24 (Kern, 1965) dengan bilangan  $\text{Res} = 9351.78$

Maka diperoleh nilai  $j_H$  sebesar = 50

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\varphi} &= j_H \frac{k}{D_e} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 50 \frac{0.4162}{0.0183} 2.07 \end{aligned}$$

$$= 2350.24 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.51 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 3.73 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 7.25$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar  $= 1.30$

$$\frac{h_o}{\phi} = 2350.24$$

$$h_o = 3055.31 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

#### Clean overall Coefficient (Uc)

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \\ &= \frac{1.22.E+07}{7006.28} \\ &= 1735.80 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{°C} \end{aligned}$$

#### Faktor pengotor (Rd)

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d} \\ &= \frac{1521.18}{372537.33} \\ &= 0.0041 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{°C} \quad (R_d \text{ min} = 0.000146 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{°C}) \end{aligned}$$

#### d. Pressure drop

##### Fluida dingin pada tube

$$\text{Untuk } Re_t = 9351.78$$

$$f = 0.0003 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Fig.26, Kern, 1965})$$

$$s = \frac{58.66 \text{ lb/ft}^3}{62.5 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0.93851$$

$$\phi_t = 1.30$$

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{f \times G_t^2 \times L \times N_t}{5.22e10 \times ID \times s \times \phi_t} \\ &= \frac{1057884574.35}{3290516923.20} \\ &= 0.3215 \text{ psi} \\ &= 0.0219 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g} \\ &= 0 \text{ psi} \quad (\text{karena jenis exchanger 1-1}) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= \Delta P_t + \Delta P_r \\ &= 0.32149 + 0 \end{aligned}$$

$$= 0.32149 \text{ psi}$$

**Fluida panas berada pada *shell***

$$s = 1.0565 \text{ (90.25\% acetic acid)} \quad (\text{Tabel 6, Kern, 1965})$$

$$\phi_s = 1.1$$

$$\begin{aligned} De' &= 4 \times as \times (nt \times \mu s \times OD + \mu s \times L) \\ &= 4 \times 0.0694 \times (52 \times 0.4 \times 0.75/12 + 0,03144 \times 12) \\ &= 1.91303 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\text{Untuk Res} = 4246.98$$

$$f = 0.0015 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Fig.29, Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{f \times G_s^2 \times L \times N_t}{5.22e10 \times De \times s \times \phi_t} \\ &= \frac{21028089546.98}{116052282757.45} \\ &= 0.18119 \text{ psi} \\ &= 0.01233 \text{ atm} \end{aligned}$$

## EVAPORATOR (EV-01)

**Tugas** : Memekatkan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  hasil bawah menara distilasi menjadi konsentrasi  $\text{CH}_3\text{COOH}$  99.8% dengan menguapkan sebagian  $\text{H}_2\text{O}$

**Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*

### Fluida dingin

Suhu masuk = 80 °C  
 Suhu keluar = 100 °C  
 Tekanan = 1 atm  
 Laju alir = 3367.76 kg/jam

### Fluida panas

Suhu masuk = 183 °C  
 Suhu keluar = 146 °C  
 Laju alir pemanas = 6108.70 kg/jam  
 Beban panas = 282946.45 kJ/jam  
 Luas transfer panas = 8.0972 m<sup>2</sup>

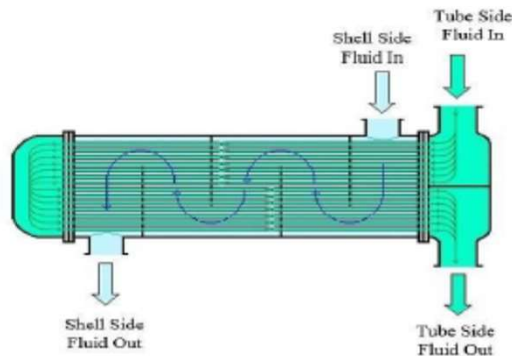
### Dimensi

Nt = 37  
 ODtube = 0.75 in  
 IDtube = 0.62 in  
 Pitch = 1 in  
 BWG = 16 BWG  
 Pass = 1 pass  
 Susunan pipa = *triangular pitch*  
 IDshell = 8 in  
 L = 12 ft  
 Baffle spacing = 5 in  
 $\Delta P_{\text{shell}}$  = 0.181 psi = 0.01233 atm  
 $\Delta P_{\text{tube}}$  = 0.32 psi = 0.0219 atm

## HEATER (HE-01)

**Tugas** : Memanaskan  $H_2$ ,  $H_2O$ ,  $C_4H_6O_2$ ,  $CH_3COOH$ , dan  $C_2H_2$  dari suhu  $131.94\text{ }^\circ\text{C}$  menjadi  $175\text{ }^\circ\text{C}$  sebesar  $22.654.8\text{ Kg/Jam}$  dengan media pemanas hasil produk keluaran reaktor.

**Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*



**Gambar 1.** Heater (HE-01)

### Kondisi Operasi

Suhu ( $T_1$ ) =  $131.94\text{ }^\circ\text{C} = 404.94\text{ K}$

Tekanan ( $P$ ) =  $1.5\text{ atm}$

Tabel 1. Data komposisi umpan masuk

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol
$H_2$	2.02	57.52	28.54	0.04
$H_2O$	18.00	16.55	0.92	0.00
$C_4H_6O_2$	86.09	0.00	0.00	0.00
$CH_3COOH$	60.05	8,257.55	137.51	0.19
$C_2H_2$	26.04	14,323.18	550.05	0.77
Total		22,654.80	717.01	1.00

### 1. Menghitung Beban Panas

Untuk menghitung beban panas pada heater, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Q = \sum F_i \times C_{pi} \times (T_1 - T_2)$$

Dimana:

$Q$  = Beban panas untuk menaikkan suhu (KJ/Jam)

$F_i$  = Kecepatan mol komponen fase gas (Kmol/Jam)

$C_{pi}$  = Kapasitas panas komponen pada fasa gas (KJ/Kmol.K)

$T_1$  =  $131.94\text{ }^\circ\text{C} = 404.94\text{ K}$

$T_2$  =  $170.00\text{ }^\circ\text{C} = 443.00\text{ K}$

Tabel 2. Data komponen untuk menghitung beban panas

Komponen	Mol (kmol/jam)	$C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	Komponen
$H_2$	28.54	1,110.28	31684.46



H <sub>2</sub> O	0.92	1,313.20	1207.28
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.00	4,827.01	0.00
CH <sub>3</sub> COOH	137.51	3,091.94	425176.15
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	550.05	1,938.42	1066217.16
Total	717.01		1524285.05

Maka beban panas Heater (HE-01) sebesar = 1524285.05 kJ/jam

## 2. Media Pemanas

Media pemanas digunakan : Fluida Keluaran Reaktor.

Data:

Suhu masuk (Tp1) = 192.00 °C = 465.00 K

Suhu keluar (Tp2) = 154.45 °C = 427.45 K

Tabel 3. Data untuk menghitung beban panas media pemanas

Komponen	Mol (kmol/jam)	Cp.dT (kJ/kmol)	Komponen
H <sub>2</sub>	28.54	1,097.03	31306.50
H <sub>2</sub> O	0.92	1,302.96	1197.87
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	88.01	4,938.50	434623.29
CH <sub>3</sub> COOH	49.50	3,167.46	156802.31
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	462.04	1,948.66	900355.08
Total	629.01		1524285.05

## 3. Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik ( $\Delta T_{LMTD}$ )

Data suhu fluida panas dan fluida dingin pada heater disajikan pada tabel berikut :

Suhu fluida panas masuk (Tp1)	465.00
Suhu fluida dingin keluar (T2)	443.00
$\Delta T1$	22.00

Suhu fluida panas keluar (Tp2)	427.45
Suhu fluida dingin masuk (T1)	404.94
$\Delta T2$	22.51

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{20.12 - 20.6}{\ln \frac{20.12}{20.6}}$$

$$= 22.25 \text{ K}$$

F<sub>T</sub> Faktor Koreksi LMTD

$$R = \frac{T_{s2} - T_{s1}}{T_2 - T_1}$$

$$= \frac{465 - 427}{443 - 405}$$

$$= 0.99$$

$$S = \frac{T_2 - T_1}{T_{s1} - T_1}$$

$$= \frac{443 - 405}{465 - 405}$$

$$= 0.63$$

Dengan nilai R = 0.99 dan ilai S = 0.63 , maka diperoleh F<sub>T</sub> dari Fig.21, Kern, 1965

sebesar = 0.76

Maka  $\Delta T_{LMTD}$  terkoreksi adalah = 16.91 K

#### 4. Overall Heat Transfer

Dari Tabel 12.1, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 797 diperoleh :

*Hot fluid* = Gases

*Cold fluid* = Gases

Range Ud = 10 - 50 BTU/Jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dipilih Ud = 8.81 BTU/Jam.ft<sup>2</sup>.°F

= 180.03 kJ/Jam.m<sup>2</sup>.K

#### 5. Menentukan Alat Penukar Kalor Standar

##### a. Menentukan Luas Transfer Panas

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

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/Jam.m<sup>2</sup>.K)

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata (K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} A &= \frac{1524285.05}{180.0 \times 16.9} \\ &= 500.65 \text{ m}^2 \\ &= 5,388.94 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menurut "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 79, luas perpindahan kalor > 200 ft<sup>2</sup> menggunakan alat penukar kalor jenis *shell and tube*.

##### b. Menentukan Ukuran Pipa

Dipilih berdasarkan Tabel, 10, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 843.

DIPILIH 0,75" OD, 17 BWG

Diameter luar tabung (OD) = 0.75 in = 0.0625 ft

Diameter dalam tabung (ID) = 0.62 in = 0.0517 ft

Luas permukaan (A") = 0.302 in<sup>2</sup> = 0.0021 ft<sup>2</sup>

*Flow Area* (A<sub>o</sub>) = 0.1963 ft<sup>2</sup>/ft =

Panjang tabung :

Berdasarkan line 21-22, "Chemichal Design and Priciples, Practice and Economics Plant and Process Design", halaman 805. Panjang tabung standar adalah 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 20 ft, 24 ft

DIPILIH : panjang tabung, L = 24 ft

##### c. Menentukan Jumlah Pipa yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$N_t = \frac{A}{A_o \times L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{5,388.94}{0.1963 \times 24} \\ &= 1,143.86 \end{aligned}$$

d. Menentukan Layout Alat Penukar Panas

Dipilih dari Tabel, 9, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 842

DIPILIH :

Tipe = *triangular pitch*

Diameter shell (IDs) = 37 in

Jumlah tabung (Nt) = 1044

Pass Tabung (n) = 2

Pitch = 1 in

Diameter ekivalen

$$\begin{aligned} D_e &= 0.73 \text{ in} \quad (\text{Fig, 28, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”}) \\ &= 0.0608 \text{ ft} \\ &= 0.0185 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = N_t \times A_o \times L$$

Dimana:

A = Luas perpindahan kalor standar

Nt = Jumlah pipa standar

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A &= 1044 \times 0.1963 \times 24 \\ &= 4,918.49 \text{ ft}^2 \\ &= 456.94 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q_t}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

Ud = Koefisien perpindahan kalor standar (kJ/Jam.m<sup>2</sup>.K)

A = Luas perpindahan kalor standar (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{1524285.05}{456.94 \times 16.9} \\ &= 197.25 \text{ kJ/Jam.m}^2.\text{K} \\ &= 9.65 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

(Masih dalam range Ud yang dipilih)

g. Menentukan Rute Aliran Fluida

*Tube Side* = Fluida dingin

*Shell Side* = Fluida panas

## 6. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor pada Shell dan Tube

### a. Tube Side : Fluida dingin

Data-data :

Nt	=	1,044		
n (pass tube)	=	2		
IDt	=	0.62 in	=	0.0517 ft = 0.0157 m
ODt	=	0.75 in	=	0.0625 ft = 0.0190 m
A"	=	0.302 in <sup>2</sup>	=	0.0021 ft <sup>2</sup>
Massa fluida	=	22,654.8 kg/jam		
T1	=	404.94 K		
T2	=	443.00 K		
Tavg	=	423.97 K		
Sifat-sifat fisis fluida dingin pada T = 426,47 K :				
Densitas (ρ)	=	1.32 kg/m <sup>3</sup>		
Viskositas (μ)	=	0.014 cP	=	0.0491 kg/jam.m
Cp	=	55.86 kJ/kmol.K	=	1.7679 kJ/kg.K
Konduktivitas	=	0.12 kJ/jam.m.K	=	0.0191 BTU/Jam.ft.F

### Menentukan Luas Aliran Fluida Dingin Dalam Pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dingin dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$A_t = \frac{A'' \times N_t}{n}$$

Dimana:

A<sub>t</sub> = Luas aliran fluida dingin total pipa (m<sup>2</sup>)

A'' = Luas aliran fluida dingin per pipa (m<sup>2</sup>)

N<sub>t</sub> = Jumlah pipa

n = Jumlah pass di pipa

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{0.302 \times 1,044}{2} \\ &= 783.00 \text{ in}^2 \\ &= 5.44 \text{ ft}^2 \\ &= 0.51 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

### Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gt)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$G_t = \frac{\text{Laju massa fluida}}{A_t}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{22,654.80}{0.51} \\ &= 44,846.76 \text{ kg/jam.m}^2 \end{aligned}$$

### Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{ID_t \times G_t}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{0.0157 \times 44,846.76}{0.0491} \\ &= 14,369.74 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$jH = 55$$

Maka nilai koefisien kalor (hio) :

$$\begin{aligned} \frac{hi}{\phi} &= jH \frac{k}{ID} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 55 \frac{0.0191}{0.0517} 0.90 \\ &= 18.29 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\ &= 373.88 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.01 \text{ cP}$

Komponen	Laju mol kmol/jam	xi fraksi mol	$\mu_{ct}$ ( $\mu_p$ )	xi. $\mu_{ct}$ ( $\mu_p$ )
H <sub>2</sub>	28.54	0.0398	89.68	3.57
H <sub>2</sub> O	0.92	0.0013	88.03	0.11
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.00	0.00	79.00	0.00
CH <sub>3</sub> COOH	137.51	0.1918	73.63	14.12
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	550.05	0.7671	102.15	78.36
Total	717.01	1.00		96.16

$$\mu_{ct} = 96.16 \mu_p$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 0.70$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar = 0.95

$$\frac{hi}{\phi} = 373.88$$

$$hi = 355.19 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

Nilai hio diperoleh dengan menggunakan rumus:

$$hio = hi \frac{ID}{OD}$$

$$\begin{aligned} hio &= 355.19 \frac{0.62}{0.75} \\ &= 293.62 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

b. *Shell Side : Light Organics*

Data-data :

$$\text{IDs} = 37.00 \text{ in} = 3.08 \text{ ft} = 0.9398 \text{ m}$$

$$\text{Pitch} = 1.00 \text{ in} = 0.0833 \text{ ft} = 0.0254 \text{ m}$$

$$\text{ODt} = 0.75 \text{ in} = 0.0625 \text{ ft} = 0.0190 \text{ m}$$

$$\text{De} = 0.73 \text{ in} = 0.0608 \text{ ft} = 0.0185 \text{ m}$$

$$n = 2$$

$$\text{Massa fluida} = 22654.8 \text{ kg/jam}$$

$$\text{BM fluida} = 36.02 \text{ kg/kmol}$$

$$T1 = 465.00 \text{ K}$$

$$T2 = 427.45 \text{ K}$$

$$T_{avg} = 446.22 \text{ K}$$

Sifat-sifat fisis fluida panas pada  $T = 541,37 \text{ K}$  :

$$\text{Densitas } (\rho) = 0.0890 \text{ lb/ft}^3 = 1.4255 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0.0142 \text{ cP} = 0.0510 \text{ kg/jam.m}$$

$$C_p = 64.53 \text{ kJ/kmol.K} = 1.7918 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Konduktivitas} = 0.0184 \text{ BTU/jam.ft.F} = 0.1147 \text{ kJ/jam.m.K}$$

#### Jarak antar baffle (B)

Jarak antar baffle berkisar antara  $ID_s/5$  sampai  $ID_s$ .

$$\text{Dipilih } B = 18.5 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in}$$

#### Clearance (C')

$$C' = \text{Pitch} - \text{Odt}$$

$$= 1 - 0.75$$

$$= 0.25 \text{ in}$$

#### Menentukan Luas Aliran Fluida Dalam Shell (As)

Untuk menghitung luas aliran fluida pada shell, digunakan rumus sebagai berikut :

$$A_s = \frac{ID_s \times B \times C'}{\text{pitch}}$$

Dimana:

$$A_s = \text{Luas aliran fluida panas pada selongsong (m}^2\text{)}$$

$$B = \text{Jarak antara baffle (m)}$$

$$C' = \text{Clearance (m)}$$

Sehingga  $A_s$ :

$$A_s = \frac{37 \times 18.5 \times 0.25}{2.00}$$

$$= 171.13 \text{ in}^2$$

$$= 11.88 \text{ ft}^2$$

$$= 0.1104 \text{ m}^2$$

#### Menentukan Flux Massa dalam Shell (Gs)

Untuk menghitung flux massa dalam selongsong, digunakan rumus sebagai berikut :

$$G_s = \frac{\text{Laju massa fluida}}{A_s}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$G_s = \frac{22654.80}{0.1104}$$

$$= 205,200.96 \text{ kg/jam.m}^2$$

#### Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

$$Re = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$Re = \frac{0.0185 \times 205,200.96}{0.0510}$$

$$= 74,589.51$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 28, halaman 838, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)"  
didapatkan :

$$jH = 175$$

Maka nilai koefisien kalor ( $h_o$ ) :

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\phi} &= jH \frac{k}{De} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 175 \frac{0.0184}{0.0608} 0.93 \\ &= 49.15 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\ &= 1004.80 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.01 \text{ cP}$

Komponen	Laju mol kmol/jam	xi fraksi mol	$\mu_{ct}$ ( $\mu_p$ )	xi. $\mu_{ct}$ ( $\mu_p$ )
H <sub>2</sub>	28.54	0.0454	89.68	4.07
H <sub>2</sub> O	0.92	0.0015	88.03	0.13
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	88.01	0.1399	79.00	11.05
CH <sub>3</sub> COOH	49.50	0.0787	73.63	5.79
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	462.04	0.7346	102.15	75.03
Total	629.01	1.00		96.08

$$\mu_{ct} = 96.08 \mu_p$$

$$\text{Maka diperoleh nilai } \mu_{ct}/\mu = 0.68$$

$$\text{Sehingga nilai } \phi \text{ adalah sebesar } = 0.95$$

$$\frac{h_o}{\phi} = 1004.80$$

$$h_o = 954.56 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

**7. Weighted Clean Overall Coefficient**

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana:

$$U_c = \text{Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (BTU/jam.ft}^2.\text{F)}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{293.62 \times 954.56}{293.62 + 954.56} \\ &= 224.55 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \\ &= 10.98 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

**8. Dirt Factor (Rd)**

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut :

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$R_d = \frac{10.98 - 9.65}{10.98 \times 9.65}$$

$$= 0.0126 \text{ Jam.ft}^2.\text{F/BTU}$$

## 9. Pressure Drop

### a. Tube Side : Dowtherm A

#### Menentukan Penurunan Tekanan pada Pipa

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^{10} \times I D_t \times s}$$

Dengan :

$$R_{et} = 14,369.7$$

$$f = 0.00024 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$G_t = 44,846.76 \text{ kg/Jam.m}^2 = 9,185.33 \text{ lb/Jam.ft}^2$$

$$L = 24 \text{ ft}$$

$$n = 2$$

$$I D_t = 0.62 \text{ in} = 0.0517 \text{ ft}$$

$$s_{pgr} = 1.07$$

Maka :

$$\Delta P_t = \frac{971946.58}{2897801762.18}$$

$$= 0.00034 \text{ psi}$$

#### Menentukan Penurunn Tekanan Karena Belokan

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g}$$

Dengan :

$$n = 2$$

$$v/2g = 0.001 \text{ ft/s}$$

$$s_{pgr} = 1.07$$

Maka :

$$\Delta P_r = \frac{0.01}{1.07}$$

$$= 0.0074 \text{ psi}$$

#### Menghitung penurunan tekanan total tube side ( $\Delta P_T$ )

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\Delta P_T = 0.00034 + 0.0074 \text{ psi}$$

$$= 0.0078 \text{ psi}$$

$$= 0.0005 \text{ atm}$$

### a. Shell Side : Fluida Panas

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I D_s \times (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_e \times s}$$

Dengan :

$$R_e = 74,589.51$$

$$f = 0.0013 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$I D_s = 37.00 \text{ in} = 3.08 \text{ ft}$$



$$\begin{aligned} D_e &= 0.73 \text{ in} &= 0.06 \text{ ft} \\ L &= 24.00 \text{ ft} \\ B &= 18.5 \text{ in} &= 1.54 \text{ ft} \\ G_s &= 205,200.96 \text{ kg/Jam.m}^2 &= 42,028.44 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\ \rho &= 1.43 \text{ kg/m}^3 \\ \text{spgr} &= 1.19 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} N+1 &= \frac{L}{B} = \frac{24}{1.54} = 15.57 \\ &= 16 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{113284457.88}{3772328679.39} \\ &= 0.0300 \text{ psi} \\ &= 0.0020 \text{ atm} \end{aligned}$$

**HEATER  
(HE-01)**

**Tugas** : Memanaskan  $H_2$ ,  $H_2O$ ,  $C_4H_6O_2$ ,  $CH_3COOH$ , dan  $C_2H_2$  dari suhu  $131.94\text{ }^\circ\text{C}$  menjadi  $185\text{ }^\circ\text{C}$  sebesar  $22.654.8\text{ Kg/Jam}$  dengan media pemanas hasil produk keluaran reaktor.

**Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*

**Fluida Dingin**

Suhu masuk =  $404.94\text{ K}$   
 Suhu keluar =  $443.00\text{ K}$   
 Tekanan =  $1.45\text{ atm}$   
 Kecepatan masuk =  $22654.80\text{ kg/jam}$

**Fluida Panas**

Suhu masuk =  $465\text{ K}$   
 Suhu keluar =  $427\text{ K}$   
 Kecepatan pemanas =  $22,654.80\text{ kg/jam}$   
 Beban panas =  $1,524,285.05\text{ kJ/jam}$   
 Luas transfer panas =  $456.94\text{ m}^2$

**Dimensi**

Nt =  $1044$   
 ODtube =  $0.75\text{ in}$   
 IDtube =  $0.62\text{ in}$   
 Pitch =  $1\text{ in}$   
 BWG =  $17$   
 Pass (n) =  $2$   
 Susunan pipa = *triangular pitzh*  
 IDshell =  $37.00\text{ in}$   
 L =  $24.00\text{ ft}$   
 $\Delta p_{shell}$  =  $0.0020\text{ atm}$   
 $\Delta p_{tube}$  =  $0.0005\text{ atm}$





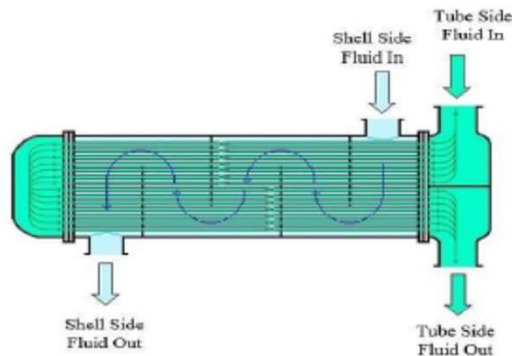




## HEATER (HE-02)

**Tugas** : Memanaskan  $H_2$ ,  $H_2O$ ,  $C_4H_6O_2$ ,  $CH_3COOH$ , dan  $C_2H_2$  dari suhu  $175\text{ }^\circ\text{C}$  menjadi  $185\text{ }^\circ\text{C}$  sebesar  $22.654.8\text{ Kg/Jam}$  dengan media pemanas *Dowtherm A*.

**Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*



**Gambar 1.** Heater (HE-02)

### Kondisi Operasi

Suhu ( $T_1$ ) =  $170.00\text{ }^\circ\text{C} = 443.00\text{ K}$

Tekanan ( $P$ ) =  $1.4\text{ atm}$

Tabel 1. Data komposisi umpan masuk

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol
$H_2$	2.02	57.52	28.54	0.04
$H_2O$	18.00	16.55	0.92	0.00
$C_4H_6O_2$	86.09	0.00	0.00	0.00
$CH_3COOH$	60.05	8,257.55	137.51	0.19
$C_2H_2$	26.04	14,323.18	550.05	0.77
Total		22,654.80	717.01	1.00

### 1. Menghitung Beban Panas

Untuk menghitung beban panas pada heater, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Q = \sum F_i \times C_{pi} \times (T_1 - T_2)$$

Dimana:

$Q$  = Beban panas untuk menaikkan suhu (KJ/Jam)

$F_i$  = Kecepatan mol komponen (Kmol/Jam)

$C_{pi}$  = Kapasitas panas komponen pada fasa gas (KJ/Kmol.K)

$T_1$  =  $170.00\text{ }^\circ\text{C} = 443.00\text{ K}$

$T_2$  =  $185.00\text{ }^\circ\text{C} = 458.00\text{ K}$

Tabel 2. Data komponen untuk menghitung beban panas

Komponen	Mol (kmol/jam)	$C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	Komponen
$H_2$	28.54	438.29	12507.74

H <sub>2</sub> O	0.92	520.99	478.97
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.00	1,986.01	0.00
CH <sub>3</sub> COOH	137.51	1,274.11	175204.46
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	550.05	781.09	429633.99
Total	717.01		617825.16

Maka beban panas Heater (HE-02) sebesar = 617825.16 kJ/jam

## 2. Media Pemanas

Media pemanas digunakan : Dowtherm.

Data:

$$\text{Suhu masuk (Tp1)} = 224.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 497.00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (Tp2)} = 190.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 463.00 \text{ K}$$

$$\text{BM} = 166 \text{ kg/kmol}$$

Kecepatan massa fluida panas yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$m_{\text{dowtherm}} = \frac{Q_{\text{total}}}{\int C_{p_{\text{dowtherm}}} \times dT}$$

Dimana :

$$m_{\text{dowtherm}} = \text{Kecepatan mol dowtherm (Kmol/Jam)}$$

$$Q_t = \text{Beban panas total (kJ/Jam)}$$

Menghitung Cp Dowtherm

A	B	C	Cp.dT (J/kmol)
143437	372.894	0.111497	11,836,276.17

$$\text{Cp.dT} = 11,836,276.17 \text{ J/kmol}$$

$$= 11,836.28 \text{ kJ/kmol}$$

Maka dengan memasukkan data-data yang ada ke rumus diatas, didapatkan :

$$m_{\text{dowtherm}} = \frac{617,825.16}{11,836.28}$$

$$= 52.20 \text{ kmol/jam}$$

$$= 8664.80 \text{ kg/jam}$$

## 3. Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik ( $\Delta T_{LMTD}$ )

Data suhu fluida panas dan fluida dingin pada heater disajikan pada tabel berikut :

Suhu dowtherm masuk (Tp1)	497.00
Suhu fluida dingin keluar (T2)	458.00
$\Delta T1$	39.00

Suhu dowtherm keluar (Tp2)	463.00
Suhu fluida dingin masuk (T1)	443.00
$\Delta T2$	20.00

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{35 - 15}{\ln \frac{35}{15}} \\ &= 28.45 \text{ K} \end{aligned}$$



$F_T$  Faktor Koreksi LMTD

$$R = \frac{T_{s2} - T_{s1}}{T_2 - T_1}$$

$$= \frac{497 - 463}{458 - 443}$$

$$= 2.27$$

$$S = \frac{T_2 - T_1}{T_{s1} - T_1}$$

$$= \frac{458 - 443}{497 - 443}$$

$$= 0.28$$

Dengan nilai  $R = 2.27$  dan ilai  $S = 0.28$  , maka diperoleh  $F_T$  dari Fig.21, Kern, 1965 sebesar  $= 0.93$

Maka  $\Delta T_{LMTD}$  terkoreksi adalah  $= 26.32$  K

#### 4. Overall Heat Transfer

Dari Tabel 12.1, Towler and Sinnott, “Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design”, Elsevier San Diego, 2008, hal. 797 diperoleh :

*Hot fluid* = *Dowtherm*

*Cold fluid* = *Gasses*

Range Ud = 20 - 200 W/m<sup>2</sup>.C

Dipilih Ud = 47.00 W/m<sup>2</sup>.C  
 = 8.28 BTU/Jam.ft<sup>2</sup>.°F  
 = 169.20 kJ/Jam.m<sup>2</sup>.K

#### 5. Menentukan Alat Penukar Kalor Standar

a. Menentukan Luas Transfer Panas

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

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/Jam.m<sup>2</sup>.K)

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata (K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$A = \frac{617825.16}{169.2 \times 26.3}$$

$$= 138.75 \text{ m}^2$$

$$= 1,493.50 \text{ ft}^2$$

Menurut “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 79, luas perpindahan kalor >200 ft<sup>2</sup> menggunakan alat penukar kalor jenis *shell and tube*.

b. Menentukan Ukuran Pipa

Dari Tabel 12.1, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 797 diperoleh :

DIPILIH 0,75" OD, 17 BWG

$$\text{Diameter luar tabung (OD)} = 0.75 \text{ in} = 0.0625 \text{ ft}$$

$$\text{Diameter dalam tabung (ID)} = 0.62 \text{ in} = 0.0517 \text{ ft}$$

$$\text{Luas permukaan (A'')} = 0.302 \text{ in}^2 = 0.0021 \text{ ft}^2$$

$$\text{Flow Area (Ao)} = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} =$$

Panjang tabung :

Berdasarkan line 21-22, "Chemical Design and Principles, Practice and Economics Plant and Process Design", halaman 805. Panjang tabung standar adalah 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 20 ft, 24 ft

DIPILIH : panjang tabung, L = 16 ft

c. Menentukan Jumlah Pipa yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$N_t = \frac{A}{A_o \times L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{1,493.50}{0.1963 \times 16} \\ &= 475.52 \end{aligned}$$

d. Menentukan Layout Alat Penukar Panas

Dipilih dari Tabel, 9, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 842

DIPILIH :

Tipe = *triangular pitch*

Diameter shell (IDs) = 25 in

Jumlah tabung (Nt) = 470

Pass Tabung (n) = 1

Pitch = 1 in

Diameter ekivalen

$$\begin{aligned} D_e &= 0.73 \text{ in} \quad (\text{Fig, 28, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)"}) \\ &= 0.0608 \text{ ft} \\ &= 0.0185 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = N_t \times A_o \times L$$

Dimana:

A = Luas perpindahan kalor standar

Nt = Jumlah pipa standar

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A &= 470 \times 0.1963 \times 16 \\ &= 1,476.18 \text{ ft}^2 \\ &= 137.14 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q_t}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

$U_d$  = Koefisien perpindahan kalor standar (kJ/Jam.m<sup>2</sup>.K)

$A$  = Luas perpindahan kalor standar (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{617825.16}{137.14 \times 26.3} \\ &= 171.19 \text{ kJ/Jam.m}^2.\text{K} \\ &= 8.37 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{F} \\ &= 47.55 \text{ W/m}^2.\text{C} \end{aligned}$$

(Masih dalam range  $U_d$  yang dipilih)

g. Menentukan Rute Aliran Fluida

*Tube Side* = Fluida dingin

*Shell Side* = Fluida panas

## 6. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor pada Shell dan Tube

a. Tube Side : Gasses

Data-data :

$N_t$  = 470

$n$  (pass tube) = 1

$ID_t$  = 0.62 in = 0.0517 ft = 0.0157 m

$OD_t$  = 0.75 in = 0.0625 ft = 0.0190 m

$A''$  = 0.302 in<sup>2</sup> = 0.0021 ft<sup>2</sup> =

Massa fluida = 22,654.8 kg/jam

$T_1$  = 443.00 K

$T_2$  = 458.00 K

$T_{avg}$  = 450.50 K

Sifat-sifat fisis fluida dingin pada  $T = 453$  K :

Densitas ( $\rho$ ) = 1.24 kg/m<sup>3</sup>

Viskositas ( $\mu$ ) = 0.01 cP = 0.0434 kg/jam.m

$C_p$  = 57.45 kJ/kmol.K = 1.8181 kJ/kg.K

Konduktivitas = 0.13 kJ/jam.m.K = 0.0203 BTU/Jam.ft.F

Menentukan Luas Aliran Fluida Dingin Dalam Pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dingin dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$A_t = \frac{A'' \times N_t}{n}$$

Dimana:

$A_t$  = Luas aliran fluida dingin total pipa (m<sup>2</sup>)

$A''$  = Luas aliran fluida dingin per pipa (m<sup>2</sup>)

$N_t$  = Jumlah pipa

$n$  = Jumlah pass di pipa

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{0.302 \times 470}{1} \\ &= 705.00 \text{ in}^2 \\ &= 4.90 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

$$= 0.4548 \text{ m}^2$$

#### Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gt)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Gt = \frac{\text{Laju massa fluida}}{At}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$Gt = \frac{22,654.80}{0.4548}$$

$$= 49,808.53 \text{ kg/jam.m}^2$$

#### Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{IDt \times Gt}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$Re = \frac{0.0157 \times 49,808.53}{0.0434}$$

$$= 18,074.70$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$jH = 70$$

Maka nilai koefisien kalor (hio) :

$$\frac{hi}{\phi} = jH \frac{k}{ID} \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 70 \frac{0.0203}{0.0517} 0.85$$

$$= 23.52 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$= 480.77 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.01 \text{ cP}$

Komponen	Laju mol kmol/jam	xi fraksi mol	$\mu_{ct}$ ( $\mu_p$ )	xi. $\mu_{ct}$ ( $\mu_p$ )
H <sub>2</sub>	28.54	0.0398	89.68	3.57
H <sub>2</sub> O	0.92	0.0013	88.03	0.11
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.00	0.00	79.00	0.00
CH <sub>3</sub> COOH	137.51	0.1918	73.63	14.12
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	550.05	0.7671	102.15	78.36
Total	717.01	1.00		96.16

$$\mu_{ct} = 96.16 \mu_p$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 0.67$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar = 0.95

$$\frac{hi}{\phi} = 480.77$$

$$hi = 456.73 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

Nilai hio diperoleh dengan menggunakan rumus:

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \frac{ID}{OD} \\ h_{io} &= 456.73 \frac{0.62}{0.75} \\ &= 377.56 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

b. Shell Side : Dowtherm

Data-data :

IDs	=	25.00	in =	2.08	ft =	0.6350	m
Pitch	=	1.00	in =	0.0833	ft =	0.0254	m
ODt	=	0.75	in =	0.0625	ft =	0.0190	m
De	=	0.73	in =	0.0608	ft =	0.0185	m
n	=	1					
Massa fluida	=	8664.80	kg/jam				
BM fluida	=	166	kg/kmol				
T1	=	497.00	K				
T2	=	463.00	K				
Tavg	=	480.00	K				

Sifat-sifat fisis fluida panas pada T = 478 K :

Densitas ( $\rho$ )	=	56.23	lb/ft <sup>3</sup>	=	900.74	kg/m <sup>3</sup>
Viskositas ( $\mu$ )	=	0.3756	cP	=	1.35	kg/jam.m
Cp	=	0.5013	BTU/lb.F	=	2.10	kJ/kg.K
Konduktivitas	=	0.0629	BTU/jam.ft.F	=	0.3913	kJ/jam.m.K

Jarak antar baffle (B)

Jarak antar baffle berkisar antara IDs/5 sampai IDs.

Dipilih B = 10 in

Pitch = 1 in

Clearance (C')

C' = Pitch - Odt

= 1 - 0.75

= 0.25 in

Menentukan Luas Aliran Fluida Dalam Shell (As)

Untuk menghitung luas aliran fluida pada shell, digunakan rumus sebagai berikut :

$$A_s = \frac{IDs \times B \times C'}{\text{pitch}}$$

Dimana:

As = Luas aliran fluida panas pada selongsong (m<sup>2</sup>)

B = Jarak antara baffle (m)

C' = Clearance (m)

Sehingga As:

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{25 \times 10 \times 0.25}{1} \\ &= 62.50 \text{ in}^2 \\ &= 0.4340 \text{ ft}^2 \\ &= 0.0403 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Flux Massa dalam Shell (Gs)

Untuk menghitung flux massa dalam selongsong, digunakan rumus sebagai berikut :

$$G_s = \frac{\text{Laju massa fluida}}{A_s}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{8664.80}{0.0403} \\ &= 214,887.49 \text{ kg/jam.m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

$$Re = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.0185 \times 214,887.49}{1.3523} \\ &= 2,946.52 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 28, halaman 838, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$j_H = 30$$

Maka nilai koefisien kalor ( $h_o$ ) :

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\phi} &= j_H \frac{k}{De} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 30 \frac{0.0629}{0.0608} 1.94 \\ &= 60.02 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\ &= 1226.98 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.38 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 3.73 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 9.93$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar = 1.25

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\phi} &= 1226.98 \\ h_o &= 1533.73 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

## 7. Weighted Clean Overall Coefficient

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana:

$U_c$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{377.56 \times 1,533.73}{377.56 + 1,533.73} \\ &= 302.98 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \\ &= 14.82 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

## 8. Dirt Factor (Rd)

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut :

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{14.82 - 8.37}{14.82 \times 8.37} \\ &= 0.0519 \text{ Jam.ft}^2.\text{F/BTU} \end{aligned}$$

## 9. Pressure Drop

a. *Tube Side : Dowtherm A*

Menentukan Penurunan Tekanan pada Pipa

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^8 \times ID_t \times s}$$

Dengan :

$$Re_t = 18,074.70$$

$$f = 0.00025 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$G_t = 49,808.53 \text{ kg/Jam.m}^2 = 10,201.58 \text{ lb/Jam.ft}^2$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$n = 1$$

$$ID_t = 0.62 \text{ in} = 0.0517 \text{ ft}$$

$$spgr = 1.01$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{416289.25}{2726147749.99} \\ &= 0.00015 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan Penurunn Tekanan Karena Belokan

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g}$$

Dengan :

$$n = 1$$

$$v/2g = 0.001 \text{ ft/s}$$

$$spgr = 1.01$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{0.004}{1.01} \\ &= 0.0040 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung penurunan tekanan *total tube side* ( $\Delta P_t$ )

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= 0.00015 + 0.0040 \text{ psi} \\ &= 0.0041 \text{ psi} \\ &= 0.0003 \text{ atm} \end{aligned}$$

a. *Shell Side : Fluida Panas*

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I D_s \times (N+1)}{5.22 \times 10^8 \times D_e \times s}$$

Dengan :

$$Re = 2,946.52$$

$$f = 0.00 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$I D_s = 25.00 \text{ in} = 2.08 \text{ ft}$$

$$D_e = 0.73 \text{ in} = 0.06 \text{ ft}$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

$$B = 10 \text{ in} = 0.83 \text{ ft}$$

$$G_s = 214,887.49 \text{ kg/Jam.m}^2 = 44,012.40 \text{ lb/Jam.ft}^2$$

$$\rho = 900.74 \text{ kg/m}^3$$

$$spgr = 0.90$$

$$N+1 = \frac{L}{B} = \frac{16}{0.83} = 19.20$$

$$= 20$$

Maka :

$$\Delta P_s = \frac{209850689.76}{2868788556.09}$$

$$= 0.0731 \text{ psi}$$

$$= 0.0050 \text{ atm}$$



**HEATER  
(HE-02)**

**Tugas** : Memanaskan  $H_2$ ,  $H_2O$ ,  $C_4H_6O_2$ ,  $CH_3COOH$ , dan  $C_2H_2$  dari suhu  $175\text{ }^\circ\text{C}$  menjadi  $185\text{ }^\circ\text{C}$  sebesar  $22.654.8\text{ Kg/Jam}$  dengan media pemanas *Dowtherm A*.

**Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*

**Fluida Dingin**

Suhu masuk =  $443.00\text{ K}$   
 Suhu keluar =  $458.00\text{ K}$   
 Tekanan =  $1.45\text{ atm}$   
 Kecepatan masuk =  $22654.80\text{ kg/jam}$

**Fluida Panas**

Suhu masuk =  $497.00\text{ K}$   
 Suhu keluar =  $463.00\text{ K}$   
 Kecepatan pemanas =  $8,664.80\text{ kg/jam}$   
 Beban panas =  $617,825.16\text{ kJ/jam}$   
 Luas transfer panas =  $138.75\text{ m}^2$

**Dimensi**

$N_t$  =  $470$   
 $OD_{tube}$  =  $0.75\text{ in}$   
 $ID_{tube}$  =  $0.62\text{ in}$   
 Pitch =  $1\text{ in}$   
 BWG =  $17$   
 Pass (n) =  $1$   
 Susunan pipa = *triangular pitch*  
 $ID_{shell}$  =  $25.00\text{ in}$   
 L =  $16\text{ ft}$   
 $\Delta p_{shell}$  =  $0.0050\text{ atm}$   
 $\Delta p_{tube}$  =  $0.0003\text{ atm}$





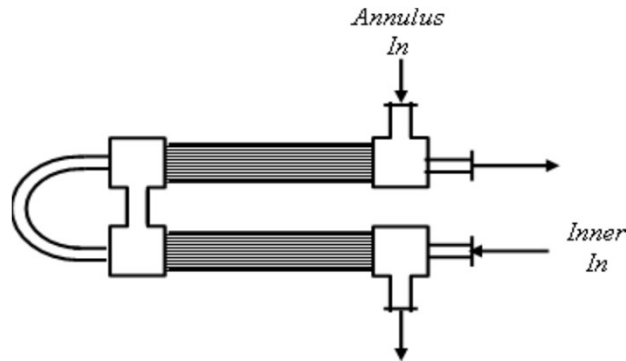




## HEATER (HE-03)

**Tugas** : Memanaskan  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$ , dan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  dari suhu  $60.83^\circ\text{C}$  menjadi  $89.87^\circ\text{C}$  sebesar  $6.500,01 \text{ kg/jam}$  dengan media pemanas Dowtherm A.

**Jenis alat** : *Double Pipe Exchangers*



**Gambar 1.** Double Pipe Exchangers

Data kondisi operasi:

Suhu ( $T_1$ ) =  $59.34^\circ\text{C} = 332.34 \text{ K}$

Tekanan ( $P$ ) =  $1.00 \text{ atm}$

Tabel 1. Data komposisi umpan Heater (HE-03)

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol
$\text{H}_2\text{O}$	18.00	16.55	0.92	0.0066
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	86.09	7,576.54	88.01	0.6357
$\text{CH}_3\text{COOH}$	60.05	2,972.72	49.50	0.3576
Total		10,565.81	138.43	1.00

### 1. Menentukan Beban Panas

Untuk menghitung beban panas pada heater, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Q = \sum F_i \times C_{pi} \times (T_1 - T_2)$$

Dimana:

$Q$  = Beban panas untuk menaikkan suhu (KJ/Jam)

$F_i$  = Kecepatan mol komponen (Kmol/Jam)

$C_{pi}$  = Kapasitas panas komponen pada fasa gas (KJ/Kmol.K)

$T_1$  =  $59.34^\circ\text{C} = 332.34 \text{ K}$

$T_2$  =  $89.87^\circ\text{C} = 362.87 \text{ K}$

Tabel 2. Data kapasitas panas komponen

Komponen	Mol (kmol/jam)	$C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	Komponen
$\text{H}_2\text{O}$	0.92	2,294.72	2109.64
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	88.01	5,542.97	487821.34
$\text{CH}_3\text{COOH}$	49.50	4,150.70	205476.33
Total	138.43		695407.31

Maka beban panas Heater (HE-03) sebesar =  $695407.31 \text{ kJ/jam}$

## 2. Media Pemanas

Media pemanas digunakan : Dowtherm.

Data:

$$\text{Suhu masuk (Tp1)} = 183.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 456.00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (Tp2)} = 146.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 419.00 \text{ K}$$

$$\text{BM} = 166 \text{ kg/kmol}$$

Kecepatan massa fluida panas yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$m_{\text{dowtherm}} = \frac{Q_{\text{total}}}{\int C_{p_{\text{dowtherm}}} \times dT}$$

Dimana :

$$m_{\text{dowtherm}} = \text{Kecepatan mol dowtherm (Kmol/Jam)}$$

$$Q_t = \text{Beban panas total (kJ/Jam)}$$

Menghitung Cp Dowtherm

A	B	C	Cp.dT (J/kmol)
143437	372.894	0.111497	12,133,486.50

$$C_{p.dT} = 12,133,486.50 \text{ J/kmol}$$

$$= 12,133.49 \text{ kJ/kmol}$$

Maka dengan memasukkan data-data yang ada ke rumus diatas, didapatkan :

$$m_{\text{dowtherm}} = \frac{695,407.31}{12,133.49}$$

$$= 57.31 \text{ kmol/jam}$$

$$= 9513.97 \text{ kg/jam}$$

## 3. Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik ( $\Delta T_{LMTD}$ )

Data suhu fluida panas dan fluida dingin pada heater disajikan pada tabel berikut :

Suhu dowtherm masuk (Tp1)	456.00
Suhu fluida dingin keluar (T2)	362.87
$\Delta T1$	93.13

Suhu dowtherm keluar (Tp2)	419.00
Suhu fluida dingin masuk (T1)	332.34
$\Delta T2$	86.66

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{85.98 - 79.17}{\ln \frac{85.98}{79.17}}$$

$$= 89.86 \text{ K}$$

## 4. Menghitung Overall Heat Transfer

Dari Tabel 8, hal.840, D.Q. Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)

$$\text{Hot fluid} = \text{Heavy Organics}$$

$$\text{Cold fluid} = \text{Light Organics}$$

$$\text{Range Ud} = 30 - 60 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dipilih Ud} = 48.00 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 981.20 \text{ kJ/Jam.m}^2.\text{K}$$

## 5. Menentukan alat penukar kalor standar

### a. Menentukan Luas Transfer Panas

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

A = Luas perpindahan kalor yang diperlukan ( $m^2$ )

$Q_t$  = Beban panas total (kJ/Jam)

$U_d$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan (KJ/Jam. $m^2$ .K)

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata (K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} A &= \frac{695407.31}{981.2 \times 89.9} \\ &= 7.89 \text{ m}^2 \\ &= 84.90 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menurut “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 79, luas perpindahan kalor <200  $ft^2$  menggunakan alat penukar kalor jenis *double pipe exchangers*.

### b. Menentukan ukuran pipa

Dipilih berdasarkan Tabel 6.1. , “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 103.

*Outer pipe (annulus) :*

IPS = 3

Diameter luar tabung (OD) = 3.5 in

Diameter dalam tabung (ID) = 3.07 in

*Inner pipe (tube) :*

IPS = 2

Diameter luar tabung (OD) = 2.38 in

Diameter dalam tabung (ID) = 2.07 in

*Flow area (Ao) = 0.62  $ft^2$*

Panjang tabung :

Panjang tabung standar adalah 12 ft, 15 ft, 20 ft

DIPILIH : panjang tabung, I = 20 ft

### c. Menentukan Jumlah yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$N_t = \frac{A}{A_o \times L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{84.90}{0.622 \times 20} \\ &= 6.82 \\ &= 7 \end{aligned}$$

### d. Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = N_t \times A_o \times L$$

Dimana:



A = Luas perpindahan kalor standar

Nt = Jumlah pipa standar

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A &= 7 \times 0.622 \times 20 \\ &= 87.08 \text{ ft}^2 \\ &= 8.09 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

e. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q_t}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

U<sub>d</sub> = Koefisien perpindahan kalor standar (kJ/Jam.m<sup>2</sup>.K)

A = Luas perpindahan kalor standar (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{695407.31}{981.20 \times 89.9} \\ &= 956.62 \text{ kJ/Jam.m}^2.\text{K} \\ &= 46.80 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{F} \\ &= 0.00 \text{ W/m}^2.\text{C} \end{aligned}$$

(Masih dalam range U<sub>d</sub> yang dipilih)

f. Menentukan Rute Aliran Fluida

*Tube Side* = Fluida dingin

*Annulus Side* = Fluida panas

## 6. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor pada *Anullus* dan *Tube*

### a. *Tube : Fluida Dingin*

$$\begin{aligned} \text{IPS} &= 2 \\ \text{ID} &= 2.07 \text{ in} = 0.1722 \text{ ft} = 0.0525 \text{ m} \\ \text{OD} &= 2.38 \text{ in} = 0.1983 \text{ ft} = 0.0605 \text{ m} \\ \text{BM fluida} &= 76.33 \text{ kg/kmol} \\ \text{Massa fluida} &= 10565.81 \text{ kg/jam} \\ \text{T1} &= 332.34 \text{ K} \\ \text{T2} &= 362.87 \text{ K} \\ \text{Tavg} &= 347.60 \text{ K} \\ \text{Sifat-sifat fisis fluida dingin pada } T &= 348.35 \text{ K} : \\ \text{Densitas } (\rho) &= 1257.87 \text{ kg/m}^3 \\ \text{Viskositas } (\mu) &= 0.39 \text{ cP} = 1.40 \text{ kg/jam.m} \\ \text{Cp} &= 164.47 \text{ kJ/kmol.K} = 2.15 \text{ kJ/kg.K} \\ \text{Konduktivitas} &= 0.5103 \text{ kJ/jam.m.K} = 0.0820 \text{ BTU/Jam.ft.F} \end{aligned}$$

### Menentukan Luas Aliran Fluida Dingin Dalam pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_p = \frac{\pi}{4} ID^2$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} A_p &= \frac{\pi}{4} 2.067^2 \\ &= 3.35 \text{ in}^2 \\ &= 0.0233 \text{ ft}^2 \\ &= 0.0022 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

#### Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gp)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$G_p = \frac{\text{Laju massa fluida}}{A_t}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{10,565.81}{0.0022} \\ &= 4,882,978.00 \text{ kg/jam.m}^2 \end{aligned}$$

#### Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{ID \times G_p}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.0525 \times 4,882,978.00}{1.40} \\ &= 138,444.98 \end{aligned}$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$j_H = 350$$

Maka nilai koefisien kalor (hio) :

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\phi} &= j_H \frac{k}{ID} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 350 \frac{0.0820}{0.1722} 1.81 \\ &= 301.46 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\ &= 6162.39 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.39 \text{ cP}$

Komponen	Laju mol kmol/jam	xi fraksi mol	$\mu_{ct}$ (cP)	xi. $\mu_{ct}$ (cP)
H <sub>2</sub> O	0.92	0.0066	0.91	0.0061
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	88.01	0.6357	0.40	0.2565
CH <sub>3</sub> COOH	49.50	0.3576	1.13	0.4047
Total	138.43	1.00		0.6672

$$\mu_{ct} = 0.67 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 1.71$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar 1.2

$$\frac{h_i}{\phi} = 6162.39$$

$$h_i = 7394.86 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

Nilai hio diperoleh dengan menggunakan rumus:

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$\begin{aligned} h_{io} &= 7394.86 \frac{2.07}{2.38} \\ &= 6422.35 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

a. Annulus : Dowtherm

$$IPS = 3$$

$$D_2 \text{ (ID annulus)} = 3.07 \text{ in} = 0.2557 \text{ ft} = 0.0779 \text{ m}$$

$$D_1 \text{ (OD pipe)} = 2.38 \text{ in} = 0.1983 \text{ ft} = 0.0605 \text{ m}$$

$$\text{Massa dowtherm} = 9513.97 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 456.00 \text{ K}$$

$$T_2 = 419.00 \text{ K}$$

$$T_{avg} = 437.50 \text{ K}$$

Sifat-sifat fisis fluida panas pada  $T = 430.93 \text{ K}$  :

$$\text{Densitas } (\rho) = 58.66 \text{ lb/ft}^3 = 939.60 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0.51 \text{ cP} = 1.85 \text{ kg/jam.m}$$

$$C_p = 0.4731 \text{ BTU/lb.F} = 1.98 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Konduktivitas} = 0.0668 \text{ BTU/jam.ft.F} = 0.4157 \text{ kJ/jam.m.K}$$

Menentukan diameter ekivalen

Untuk menghitung diameter ekivalen, digunakan rumus sebagai berikut:

$$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} D_e &= \frac{3.07^2 - 2.38^2}{2.38} \\ &= 1.57 \text{ in} \\ &= 0.1312 \text{ ft} \\ &= 0.0400 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Luas Aliran Fluida Dalam Annulus

Untuk menghitung luas aliran fluida panas pada Annulus, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_a = \frac{\pi}{4} D_2^2 - D_1^2$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} A_a &= \frac{\pi}{4} 3.07^2 - 2.38^2 \\ &= 2.94 \text{ in}^2 \\ &= 0.0204 \text{ ft}^2 \\ &= 0.0019 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Fluks Massa dalam Annulus (Ga)

Untuk menghitung flux massa dalam annulus, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Ga = \frac{\text{Laju massa fluida}}{At}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Ga &= \frac{9,513.97}{0.0019} \\ &= 5,011,861.97 \text{ kg/jam.m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{De \times Ga}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.04 \times 5,011,861.97}{1.85} \\ &= 108,267.88 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$jH = 280$$

Maka nilai koefisien kalor (hio) :

$$\begin{aligned} \frac{ho}{\varphi} &= jH \frac{k}{ID} \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 280 \frac{0.0668}{0.1312} 2.07 \\ &= 294.49 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\ &= 6019.82 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\varphi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.51 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 3.73 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 7.25$

Sehingga nilai  $\varphi$  adalah sebesar 1.08

$$\begin{aligned} \frac{ho}{\varphi} &= 6019.82 \\ ho &= 6501.41 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

**7. Weighted Clean Overall Coefficient**

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

Dimana:

$Uc$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$\begin{aligned} Uc &= \frac{6422.35 \times 6,501.41}{6422.35 + 6,501.41} \\ &= 3,230.82 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

$$= 158.05 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

### 8. Dirt Factor (Rd)

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Rd &= \frac{158.05 - 46.80}{158.05 \times 46.80} \\ &= 0.0150 \text{ Jam.ft}^2.\text{F/BTU} \end{aligned}$$

### 9. Pressure Drop

a. *Inner Pipe*: Fluida dingin

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta Pp = \frac{\Delta Fp \times \rho}{144}$$

Dengan :

$$\begin{aligned} ID &= 2.07 \text{ in} &= 0.17 \text{ ft} \\ Re &= 138444.98 \\ L &= 20 \text{ ft} \\ g &= 4.18.E+08 \text{ ft/jam}^2 \\ Gp &= 4882978.00 \text{ kg/jam.m}^2 = 1000112.02 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\ \text{Densitas} &= 1257.87 \text{ kg/m}^3 = 58.66 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Menghitung friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

Maka :

$$\begin{aligned} f &= 0.0035 + \frac{0.264}{131379.69^{0.42}} \\ &= 0.0053 \end{aligned}$$

Menghitung  $\Delta Fp$

$$\Delta Fp = \frac{4 \times f \times Gp^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times ID}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta Fp &= \frac{4.26E+11}{2.28E+14} \\ &= 0.86 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung  $\Delta Pp$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \Delta Pp &= \frac{0.86 \times 58.66}{144} \\ &= 0.3506 \text{ psi} \\ &= 0.0239 \text{ atm} \end{aligned}$$

b. *Annulus*: Dowtherm

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta Pa = \frac{(\Delta Fa + F_1) \times \rho}{144}$$

Dengan :

$$\begin{aligned} D_2 &= 3.07 \text{ in} &= 0.2557 \text{ ft} \\ D_1 &= 2.38 \text{ in} &= 0.1983 \text{ ft} \\ L &= 20 \text{ ft} \\ g &= 4.18.E+08 \text{ ft/jam}^2 &= 32.2 \text{ ft/s}^2 \\ Ga &= 5,011,861.97 \text{ kg/jam.m}^2 &= 1,026,509.52 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\ \text{Densitas} &= 939.60 \text{ kg/m}^3 &= 58.66 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 1.85 \text{ kJ/jam.m} \end{aligned}$$

Menghitung Diameter ekivalen (De')

$$\begin{aligned} De' &= D_2 - D_1 \\ &= 3.07 - 2.38 \\ &= 0.69 \text{ in} \\ &= 0.0175 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Reynold (Re)

$$Re = \frac{De' \times Ga}{\mu}$$

Maka :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.0175 \times 5,011,861.97}{1.85} \\ &= 47,297.64 \end{aligned}$$

Menghitung friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

Maka :

$$\begin{aligned} f &= 0.0035 + \frac{0.264}{44515.72^{0.42}} \\ &= 0.0064 \end{aligned}$$

Menghitung ΔFa

$$\Delta fa = \frac{4 \times f \times Ga^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta Fa &= \frac{5.37E+11}{4.23E+13} \\ &= 3.26 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Kecepatan Linier (v)

$$v = \frac{Ga}{3600 \times \rho}$$

Maka :

$$\begin{aligned} v &= \frac{1,026,509.52}{3600 \times 58.66} \\ &= 4.86 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Menghitung  $F_1$ 

$$F_1 = 3 \frac{v^2}{2 \times g}$$

Maka :

$$\begin{aligned} F_1 &= 3 \frac{4.79^2}{2 \times 32.2} \\ &= 1.10 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung  $\Delta Pa$ 

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \Delta Pa &= \frac{(3.2 + 1.07) \times 58.66}{144} \\ &= 1.78 \text{ psi} \\ &= 0.1208 \text{ atm} \end{aligned}$$

**HEATER  
(HE-03)**

**Tugas** : Memanaskan  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$ , dan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  dari suhu  $60.83^\circ\text{C}$  menjadi  $89.87^\circ\text{C}$  sebesar  $6.500,01$  kg/jam dengan media pemanas Dowtherm A.

**Jenis alat** : *Double Pipe Exchangers*

**Fluida Dingin**

Suhu masuk =  $332.34$  K  
 Suhu keluar =  $362.87$  K  
 Tekanan =  $1.00$  atm  
 Kecepatan masuk =  $10565.81$  kg/jam

**Fluida Panas**

Suhu masuk =  $456.00$  K  
 Suhu keluar =  $419.00$  K  
 Kecepatan pemanas =  $9,513.97$  kg/jam  
 Beban panas =  $695,407.31$  kJ/jam  
 Luas transfer panas =  $7.89$  m<sup>2</sup>

**Dimensi**

Annulus :

IPS =  $3$   
 OD =  $3.50$  in  
 ID =  $3.07$  in  
 $\Delta P_{\text{annulus}}$  =  $0.12$  atm

Inner Pipe :

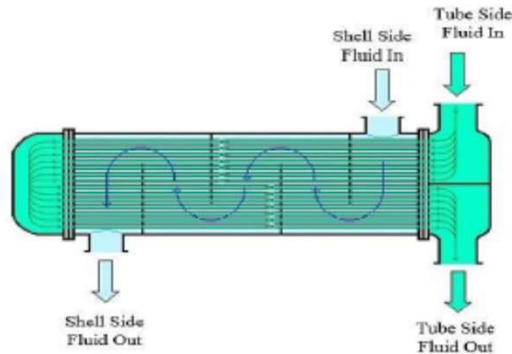
IPS =  $2$   
 OD =  $2.38$  in  
 ID =  $2.07$  in  
 $\Delta P_{\text{pipe}}$  =  $0.02$  atm  
 L =  $20$  ft  
 Nt =  $7$



## HEATER (HE-04)

**Tugas** : Memanaskan  $H_2$  dan  $C_2H_2$  dari suhu  $76.89\text{ }^\circ\text{C}$  menjadi  $131.94\text{ }^\circ\text{C}$  sebesar  $22.654.8\text{ kg/jam}$  dengan media pemanas *Dowtherm A*.

**Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*



**Gambar 1.** Heater (HE-04)

### Kondisi Operasi

Suhu ( $T_1$ ) =  $76.89\text{ }^\circ\text{C} = 349.89\text{ K}$

Tekanan ( $P$ ) =  $1.5\text{ atm}$

Tabel 1. Data komposisi umpan masuk

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol
$H_2$	2.02	57.52	28.54	0.05
$C_2H_2$	26.04	14,323.18	550.05	0.95
Total		14,380.70	578.58	1.00

### 1. Menghitung Beban Panas

Untuk menghitung beban panas pada heater, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Q = \sum F_i \times C_{pi} \times (T_1 - T_2)$$

Dimana:

$Q$  = Beban panas untuk menaikkan suhu (KJ/Jam)

$F_i$  = Kecepatan mol komponen (Kmol/Jam)

$C_{pi}$  = Kapasitas panas komponen pada fasa gas (KJ/Kmol.K)

$T_1$  =  $76.89\text{ }^\circ\text{C} = 349.89\text{ K}$

$T_2$  =  $131.94\text{ }^\circ\text{C} = 404.94\text{ K}$

Tabel 2. Data komponen untuk menghitung beban panas

Komponen	Mol (kmol/jam)	$C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	Komponen
$H_2$	28.54	1,599.41	45642.94
$C_2H_2$	550.05	2,683.30	1475934.18
Total	578.58		1521577.11

Maka beban panas Heater (HE-04) sebesar =  $1521577.11\text{ kJ/jam}$

## 2. Media Pemanas

Media pemanas digunakan : Dowtherm.

Data:

$$\text{Suhu masuk (Tp1)} = 183.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 456.00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (Tp2)} = 146.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 419.00 \text{ K}$$

$$\text{BM} = 166 \text{ kg/kmol}$$

Kecepatan massa fluida panas yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$m_{\text{dowtherm}} = \frac{Q_{\text{total}}}{\int C_{p_{\text{dowtherm}}} \times dT}$$

Dimana :

$$m_{\text{dowtherm}} = \text{Kecepatan mol dowtherm (Kmol/Jam)}$$

$$Q_t = \text{Beban panas total (kJ/Jam)}$$

Menghitung Cp Dowtherm

A	B	C	Cp.dT (J/kmol)
143437	372.894	0.111497	12,133,486.50

$$\text{Cp.dT} = 12,133,486.50 \text{ J/kmol}$$

$$= 12,133.49 \text{ kJ/kmol}$$

Maka dengan memasukkan data-data yang ada ke rumus diatas, didapatkan :

$$m_{\text{dowtherm}} = \frac{1,521,577.11}{12,133.49}$$

$$= 125.40 \text{ kmol/jam}$$

$$= 20816.92 \text{ kg/jam}$$

## 3. Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik ( $\Delta T_{LMTD}$ )

Data suhu fluida panas dan fluida dingin pada heater disajikan pada tabel berikut :

Suhu dowtherm masuk (Tp1)	456.00
Suhu fluida dingin keluar (T2)	404.94
$\Delta T1$	51.06

Suhu dowtherm keluar (Tp2)	419.00
Suhu fluida dingin masuk (T1)	349.89
$\Delta T2$	69.11

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{51.06 - 69.11}{\ln \frac{51.06}{69.11}}$$

$$= 59.63 \text{ K}$$

$F_T$  Faktor Koreksi LMTD

$$R = \frac{T_{s2} - T_{s1}}{T_2 - T_1}$$

$$= \frac{456 - 419}{405 - 350}$$

$$= 0.67$$

$$S = \frac{T_2 - T_1}{T_{s1} - T_1}$$

$$= \frac{405 - 350}{456 - 350}$$

$$= 0.52$$

Dengan nilai  $R = 0.67$  dan nilai  $S = 0.52$ , maka diperoleh  $F_T$  dari Fig.21, Kern, 1965 sebesar  $= 0.84$

Maka  $\Delta T_{LMTD}$  terkoreksi adalah  $= 50.09 \text{ K}$

#### 4. Overall Heat Transfer

Dari Tabel 12.1, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 797 diperoleh :

*Hot fluid* = *Dowtherm*

*Cold fluid* = *Gasses*

Range  $U_d = 20 - 200 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$

Dipilih  $U_d = 50.00 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$   
 $= 8.81 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$   
 $= 180.00 \text{ kJ/Jam.m}^2 \cdot \text{K}$

#### 5. Menentukan Alat Penukar Kalor Standar

##### a. Menentukan Luas Transfer Panas

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

$A$  = Luas perpindahan kalor yang diperlukan ( $\text{m}^2$ )

$Q_t$  = Beban panas total (kJ/Jam)

$U_d$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan ( $\text{KJ/Jam.m}^2 \cdot \text{K}$ )

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata (K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$A = \frac{1521577.11}{180.0 \times 50.1}$$

$$= 168.76 \text{ m}^2$$

$$= 1,816.57 \text{ ft}^2$$

Menurut "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 79, luas perpindahan kalor  $>200 \text{ ft}^2$  menggunakan alat penukar kalor jenis *shell and tube*.

##### b. Menentukan Ukuran Pipa

Dari Tabel 12.1, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 797 diperoleh :

DIPILIH 0,75" OD, 17 BWG

Diameter luar tabung (OD) = 0.75 in = 0.0625 ft

Diameter dalam tabung (ID) = 0.62 in = 0.0517 ft

Luas permukaan ( $A''$ ) = 0.302 in<sup>2</sup> = 0.0021 ft<sup>2</sup>

*Flow Area* ( $A_o$ ) = 0.1963 ft<sup>2</sup>/ft =

Panjang tabung :

Berdasarkan line 21-22, "Chemical Design and Principles, Practice and Economics Plant

and Process Design", halaman 805. Panjang tabung standar adalah 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 20 ft, 24 ft

DIPILIH : panjang tabung,  $L = 24$  ft

c. Menentukan Jumlah Pipa yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$N_t = \frac{A}{A_o \times L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{1,816.57}{0.1963 \times 24} \\ &= 385.58 \end{aligned}$$

d. Menentukan Layout Alat Penukar Panas

Dipilih dari Tabel, 9, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 842

DIPILIH :

Tipe = *triangular pitch*

Diameter shell (IDs) = 25 in

Jumlah tabung (Nt) = 470

Pass Tabung (n) = 1

Pitch = 1 in

Diameter ekivalen

$$\begin{aligned} D_e &= 0.73 \text{ in} \quad (\text{Fig, 28, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)"}) \\ &= 0.0608 \text{ ft} \\ &= 0.0185 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = N_t \times A_o \times L$$

Dimana:

A = Luas perpindahan kalor standar

Nt = Jumlah pipa standar

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A &= 470 \times 0.1963 \times 24 \\ &= 2,214.26 \text{ ft}^2 \\ &= 205.71 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q_t}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

$U_d$  = Koefisien perpindahan kalor standar (kJ/Jam.m<sup>2</sup>.K)

A = Luas perpindahan kalor standar (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{1521577.11}{205.71 \times 50.1} \\ &= 147.67 \text{ kJ/Jam.m}^2.\text{K} \\ &= 7.22 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

$$= 41.02 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$$

(Masih dalam range Ud yang dipilih)

g. Menentukan Rute Aliran Fluida

*Tube Side* = Fluida dingin

*Shell Side* = Fluida panas

## 6. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor pada Shell dan Tube

a. Tube Side : Gasses

Data-data :

$$N_t = 470$$

$$n \text{ (pass tube)} = 1$$

$$ID_t = 0.62 \text{ in} = 0.0517 \text{ ft} = 0.0157 \text{ m}$$

$$OD_t = 0.75 \text{ in} = 0.0625 \text{ ft} = 0.0190 \text{ m}$$

$$A'' = 0.302 \text{ in}^2 = 0.0021 \text{ ft}^2 =$$

$$\text{Massa fluida} = 14380.70 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 349.89 \text{ K}$$

$$T_2 = 404.94 \text{ K}$$

$$T_{avg} = 377.42 \text{ K}$$

Sifat-sifat fisis fluida dingin pada  $T = 365.36 \text{ K}$  :

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.20 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0.013 \text{ cP} = 0.0381 \text{ kg/jam.m}$$

$$C_p = 47.79 \text{ kJ/kmol.K} = 1.92 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Konduktivitas} = 0.0831 \text{ kJ/jam.m.K} = 0.0133 \text{ BTU/Jam.ft.F}$$

### Menentukan Luas Aliran Fluida Dingin Dalam Pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dingin dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$A_t = \frac{A'' \times N_t}{n}$$

Dimana:

$A_t$  = Luas aliran fluida dingin total pipa ( $\text{m}^2$ )

$A''$  = Luas aliran fluida dingin per pipa ( $\text{m}^2$ )

$N_t$  = Jumlah pipa

$n$  = Jumlah pass di pipa

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{0.302 \times 470}{1} \\ &= 705.00 \text{ in}^2 \\ &= 4.90 \text{ ft}^2 \\ &= 0.4548 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

### Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gt)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$G_t = \frac{\text{Laju massa fluida}}{A_t}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$G_t = \frac{14,380.70}{0.4548}$$

$$= 31,617.21 \text{ kg/jam.m}^2$$

Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{IDt \times Gt}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.0157 \times 31,617.21}{0.0381} \\ &= 13,069.10 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$jH = 55$$

Maka nilai koefisien kalor (hio) :

$$\begin{aligned} \frac{hi}{\phi} &= jH \frac{k}{ID} \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 55 \frac{0.0133}{0.0517} 0.96 \\ &= 13.62 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\ &= 278.41 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.01 \text{ cP}$

Komponen	Laju mol kmol/jam	xi fraksi mol	$\mu t$ ( $\mu p$ )	xi. $\mu t$ ( $\mu p$ )
H <sub>2</sub>	28.54	0.0493	89.68	4.42
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	550.05	0.9507	102.15	97.11
Total	578.58	1.00		101.53

$$\mu t = 101.53 \mu p$$

Maka diperoleh nilai  $\mu t/\mu = 0.80$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar = 0.98

$$\frac{hi}{\phi} = 278.41$$

$$hi = 272.84 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K}$$

Nilai hio diperoleh dengan menggunakan rumus:

$$hio = hi \frac{ID}{OD}$$

$$\begin{aligned} hio &= 272.84 \frac{0.62}{0.75} \\ &= 225.55 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

b. Shell Side : Dowtherm

Data-data :

IDs	=	25.00	in =	2.08	ft =	0.6350	m
Pitch	=	1.00	in =	0.0833	ft =	0.0254	m
ODt	=	0.75	in =	0.0625	ft =	0.0190	m
De	=	0.73	in =	0.0608	ft =	0.0185	m

$$\begin{aligned}
 n &= 1 \\
 \text{Massa fluida} &= 20816.92 \text{ kg/jam} \\
 \text{BM fluida} &= 166 \text{ kg/kmol} \\
 T_1 &= 456.00 \text{ K} \\
 T_2 &= 419.00 \text{ K} \\
 T_{\text{avg}} &= 437.50 \text{ K} \\
 \text{Sifat-sifat fisis fluida panas pada } T = 453 \text{ K} : \\
 \text{Densitas } (\rho) &= 58.66 \text{ lb/ft}^3 = 939.60 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= 0.51 \text{ cP} = 1.85 \text{ kg/jam.m} \\
 C_p &= 0.4731 \text{ BTU/lb.F} = 1.98 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Konduktivitas} &= 0.0668 \text{ BTU/jam.ft.F} = 0.4157 \text{ kJ/jam.m.K}
 \end{aligned}$$

#### Jarak antar baffle (B)

Jarak antar baffle berkisar antara  $ID_s/5$  sampai  $ID_s$ .

$$\text{Dipilih } B = 25 \text{ in}$$

$$\text{Pitch} = 1 \text{ in}$$

#### Clearance (C')

$$C' = \text{Pitch} - \text{Odt}$$

$$= 1 - 0.75$$

$$= 0.25 \text{ in}$$

#### Menentukan Luas Aliran Fluida Dalam Shell (As)

Untuk menghitung luas aliran fluida pada shell, digunakan rumus sebagai berikut :

$$A_s = \frac{ID_s \times B \times C'}{\text{pitch}}$$

Dimana:

$A_s$  = Luas aliran fluida panas pada selongsong (m<sup>2</sup>)

$B$  = Jarak antara baffle (m)

$C'$  = Clearance (m)

Sehingga  $A_s$ :

$$\begin{aligned}
 A_s &= \frac{25 \times 25 \times 0.25}{1} \\
 &= 156.25 \text{ in}^2 \\
 &= 1.0851 \text{ ft}^2 \\
 &= 0.1008 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Flux Massa dalam Shell (Gs)

Untuk menghitung flux massa dalam selongsong, digunakan rumus sebagai berikut :

$$G_s = \frac{\text{Laju massa fluida}}{A_s}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{20816.92}{0.1008} \\
 &= 206,504.25 \text{ kg/jam.m}^2
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

$$Re = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.0185 \times 206504.25}{1.8517} \\ &= 2,067.77 \end{aligned}$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 28, halaman 838, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)” didapatkan :

$$jH = 30$$

Maka nilai koefisien kalor ( $h_o$ ) :

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\phi} &= jH \frac{k}{De} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 30 \frac{0.0668}{0.0608} 2.07 \\ &= 68.07 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\ &= 1391.47 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.51 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 3.73 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 7.25$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar = 1.25

$$\frac{h_o}{\phi} = 1391.47$$

$$h_o = 1739.34 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K}$$

### 7. Weighted Clean Overall Coefficient

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana:

$U_c$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{225.55 \times 1,739.34}{225.55 + 1,739.34} \\ &= 199.66 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \\ &= 9.77 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### 8. Dirt Factor (Rd)

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut :

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{9.77 - 7.22}{9.77 \times 7.22} \\ &= 0.04 \text{ Jam.ft}^2 \cdot \text{F/BTU} \end{aligned}$$

### 9. Pressure Drop

a. Tube Side : Dowtherm A



Menentukan Penurunan Tekanan pada Pipa

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22e10 \times ID_t \times s}$$

Dengan :

$$Ret = 13,069.10$$

$$f = 0.00025 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$G_t = 31,617.21 \text{ kg/Jam.m}^2 = 6,475.71 \text{ lb/Jam.ft}^2$$

$$L = 24 \text{ ft}$$

$$n = 1$$

$$ID_t = 0.62 \text{ in} = 0.0517 \text{ ft}$$

$$spgr = 0.98$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{251608.88}{2649030944.86} \\ &= 9.5E-05 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan Penurunn Tekanan Karena Belokan

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g}$$

Dengan :

$$n = 1$$

$$v/2g = 0.001 \text{ ft/s}$$

$$spgr = 0.98$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{0.004}{0.98} \\ &= 0.0041 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung penurunan tekanan *total tube side* ( $\Delta P_t$ )

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= 9.5E-05 + 0.0041 \text{ psi} \\ &= 0.0042 \text{ psi} \\ &= 0.0003 \text{ atm} \end{aligned}$$

a. *Shell Side* : Fluida Panas

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times ID_s \times (N+1)}{5.22e10 \times De \times s}$$

Dengan :

$$Re = 2,067.77$$

$$f = 0.0026 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$ID_s = 25.00 \text{ in} = 2.08 \text{ ft}$$

$$De = 0.73 \text{ in} = 0.06 \text{ ft}$$

$$L = 24 \text{ ft}$$

$$B = 25 \text{ in} = 0.83 \text{ ft}$$

$$G_s = 206504.2 \text{ kg/Jam.m}^2 = 42,295.37 \text{ lb/Jam.ft}^2$$

$$\rho = 939.60 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{spgr} &= 0.94 \\ N+1 &= \frac{L}{B} = \frac{24}{0.83} = 11.52 \\ &= 12 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_s &= \frac{116277945.56}{2992536738.10} \\ &= 0.0389 \text{ psi} \\ &= 0.0026 \text{ atm} \end{aligned}$$

**HEATER  
(HE-04)**

**Tugas** : Memanaskan  $H_2$  dan  $C_2H_2$  dari suhu  $76.89\text{ }^\circ\text{C}$  menjadi  $131.94\text{ }^\circ\text{C}$  sebesar  $22.654.8\text{ kg/jam}$  dengan media pemanas *Dowtherm A*.

**Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*

**Fluida Dingin**

Suhu masuk =  $349.89\text{ K}$   
 Suhu keluar =  $404.94\text{ K}$   
 Tekanan =  $1.50\text{ atm}$   
 Kecepatan masuk =  $14380.70\text{ kg/jam}$

**Fluida Panas**

Suhu masuk =  $456.00\text{ K}$   
 Suhu keluar =  $419.00\text{ K}$   
 Kecepatan pemanas =  $20,816.92\text{ kg/jam}$   
 Beban panas =  $1,521,577.11\text{ kJ/jam}$   
 Luas transfer panas =  $168.76\text{ m}^2$

**Dimensi**

Nt =  $470$   
 ODtube =  $0.75\text{ in}$   
 IDtube =  $0.62\text{ in}$   
 Pitch =  $1\text{ in}$   
 BWG =  $17$   
 Pass (n) =  $1$   
 Susunan pipa = *triangular pitch*  
 IDshell =  $25.00\text{ in}$   
 L =  $24\text{ ft}$   
 $\Delta p_{shell}$  =  $0.0026\text{ atm}$   
 $\Delta p_{tube}$  =  $0.0003\text{ atm}$





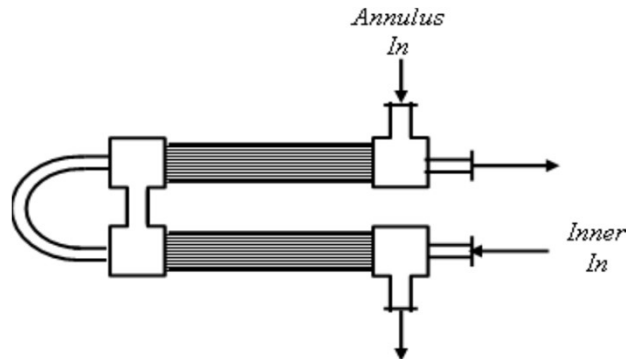




## COOLER (CL-01)

**Tugas** : Mendinginkan  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$ , dan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  dari suhu  $110.09^\circ\text{C}$  menjadi  $80^\circ\text{C}$  sebesar  $3366.56 \text{ kg/jam}$  dengan media pendingin air.

**Jenis alat** : *Double Pipe Exchangers*



**Gambar 1.** Double Pipe Exchangers

Data kondisi operasi:

Suhu ( $T_1$ ) =  $110.09^\circ\text{C} = 383.09 \text{ K}$

Tekanan ( $P$ ) =  $1.00 \text{ atm}$

Tabel 1. Data komposisi umpan Cooler (CL-01)

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi mol
$\text{H}_2\text{O}$	18.00	16.22	0.90	0.0164
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	86.09	378.83	4.40	0.0803
$\text{CH}_3\text{COOH}$	60.05	2,972.72	49.50	0.9033
Total		3,367.76	54.81	1.00

### 1. Menentukan Beban Panas

Untuk menghitung beban panas pada cooler, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Q = \sum F_i \times C_{pi} \times (T_1 - T_2)$$

Dimana:

$Q$  = Beban panas untuk menaikkan suhu (KJ/Jam)

$F_i$  = Kecepatan mol komponen (Kmol/Jam)

$C_{pi}$  = Kapasitas panas komponen pada fasa gas (KJ/Kmol.K)

$T_1$  =  $110.09^\circ\text{C} = 383.09 \text{ K}$

$T_2$  =  $80.00^\circ\text{C} = 353.00 \text{ K}$

Tabel 2. Data kapasitas panas komponen

Komponen	Mol (kmol/jam)	$C_p \cdot dT$ (kJ/kmol)	Komponen
$\text{H}_2\text{O}$	0.90	2,270.34	2045.48
$\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$	4.40	5,647.12	24849.36
$\text{CH}_3\text{COOH}$	49.50	4,184.41	207145.43
Total	54.81		234040.27

Maka beban panas Heater (HE-01) sebesar =  $234040.27 \text{ kJ/jam}$



## 2. Media Pendingin

Media pendingin digunakan : Air.

Data:

$$\text{Suhu masuk (Tp1)} = 30.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (Tp2)} = 50.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 323.00 \text{ K}$$

$$\text{BM} = 18.00 \text{ kg/kmol}$$

Kecepatan massa fluida panas yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_{\text{total}}}{\int C_{p_{\text{air}}} \times dT}$$

Dimana :

$$m_{\text{air}} = \text{Kecepatan mol air (Kmol/Jam)}$$

$$Q_t = \text{Beban panas total (kJ/Jam)}$$

Menghitung Cp Air

A	B	C	D	Cp.dT (kJ/kmol)
92.053	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07	1,505.31

$$C_{p.dT} = 1,505.31 \text{ kJ/kmol}$$

Maka dengan memasukkan data-data yang ada ke rumus diatas, didapatkan :

$$\begin{aligned} m_{\text{air}} &= \frac{234,040.27}{1,505.31} \\ &= 155.48 \text{ kmol/jam} \\ &= 2798.57 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

## 3. Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik ( $\Delta T_{LMTD}$ )

Data suhu fluida panas dan fluida dingin pada cooler disajikan pada tabel berikut :

Suhu fluida panas keluar (T2)	353.00
Suhu air masuk (Tp1)	303.00
$\Delta T1$	50.00

Suhu fluida panas masuk (T1)	383.09
Suhu air keluar (T1)	323.00
$\Delta T2$	60.09

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{50 - 60.09}{\ln \frac{50}{60.09}} \\ &= 54.89 \text{ K} \end{aligned}$$

## 4. Menghitung Overall Heat Transfer

Dari Tabel 8, hal.840, D.Q. Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)

*Hot fluid* = *Light Organics*

*Cold fluid* = *Water*

$$\text{Range Ud} = 60 - 160 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dipilih Ud} = 91.00 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 1860.20 \text{ kJ/Jam.m}^2 \cdot \text{K}$$

## 5. Menentukan alat penukar kalor standar

### a. Menentukan Luas Transfer Panas

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

A = Luas perpindahan kalor yang diperlukan ( $m^2$ )

$Q_t$  = Beban panas total (kJ/Jam)

$U_d$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan (KJ/Jam. $m^2$ .K)

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata (K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} A &= \frac{234040.27}{1860.2 \times 54.9} \\ &= 2.29 \text{ m}^2 \\ &= 24.67 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menurut “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 79, luas perpindahan kalor <200  $ft^2$  menggunakan alat penukar kalor jenis *double pipe exchangers*.

### b. Menentukan ukuran pipa

Dipilih berdasarkan Tabel 6.1. , “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 103.

*Outer pipe (annulus) :*

IPS = 3  
Diameter luar tabung (OD) = 3.5 in  
Diameter dalam tabung (ID) = 3.07 in

*Inner pipe (tube) :*

IPS = 2  
Diameter luar tabung (OD) = 2.38 in  
Diameter dalam tabung (ID) = 2.07 in

*Flow area (Ao) = 0.62  $ft^2$*

Panjang tabung :

Panjang tabung standar adalah 12 ft, 15 ft, 20 ft

DIPILIH : panjang tabung, I = 20 ft

### c. Menentukan Jumlah yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$N_t = \frac{A}{A_o \times L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{24.67}{0.622 \times 20} \\ &= 1.98 \\ &= 2.00 \end{aligned}$$

### d. Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = N_t \times A_o \times L$$

Dimana:

$A$  = Luas perpindahan kalor standar

$N_t$  = Jumlah pipa standar

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A &= 2 \times 0.622 \times 20 \\ &= 24.88 \text{ ft}^2 \\ &= 2.31 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

e. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q_t}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

$U_d$  = Koefisien perpindahan kalor standar (kJ/Jam.m<sup>2</sup>.K)

$A$  = Luas perpindahan kalor standar (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{234040.27}{1,860.20 \times 54.9} \\ &= 1844.62 \text{ kJ/Jam.m}^2.\text{K} \\ &= 90.24 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{F} \end{aligned}$$

(Masih dalam range  $U_d$  yang dipilih)

f. Menentukan Rute Aliran Fluida

*Tube Side* = Air

*Annulus Side* = *Light Organic*

## 6. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor pada *Anullus* dan *Tube*

a. Tube : Air

$$\text{IPS} = 2$$

$$\text{ID} = 2.07 \text{ in} = 0.1722 \text{ ft} = 0.0525 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 2.38 \text{ in} = 0.1983 \text{ ft} = 0.0605 \text{ m}$$

$$\text{BM air} = 18.00 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Massa air} = 2798.57 \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 303.00 \text{ K}$$

$$T_2 = 323.00 \text{ K}$$

$$T_{\text{avg}} = 313.00 \text{ K}$$

Sifat-sifat fisis fluida dingin pada  $T = 313 \text{ K}$  :

$$\text{Densitas } (\rho) = 1013.78 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0.67 \text{ cP} = 2.40 \text{ kg/jam.m}$$

$$C_p = 75.27 \text{ kJ/kmol.K} = 4.18 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Konduktivitas} = 2.2503 \text{ kJ/jam.m.K} = 0.3614 \text{ BTU/Jam.ft.F}$$

### Menentukan Luas Aliran Fluida Dingin Dalam pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_p = \frac{\pi}{4} \text{ID}^2$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$A_p = \frac{\pi}{4} 2.067^2$$

$$\begin{aligned}
 &= 3.35 \text{ in}^2 \\
 &= 0.0233 \text{ ft}^2 \\
 &= 0.0022 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gp)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$G_p = \frac{\text{Laju massa fluida}}{A_t}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 G_p &= \frac{2,798.57}{0.0022} \\
 &= 1,293,356.19 \text{ kg/jam.m}^2
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{ID \times G_p}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{0.0525 \times 1,293,356.19}{2.40} \\
 &= 28,345.11
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$j_H = 110$$

Maka nilai koefisien kalor (hio) :

$$\begin{aligned}
 \frac{h_i}{\phi} &= j_H \frac{k}{ID} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= 110 \frac{0.3614}{0.1722} 1.65 \\
 &= 379.66 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\
 &= 7760.89 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.67 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 0.91 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 1.37$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar 1.05

$$\begin{aligned}
 \frac{h_i}{\phi} &= 7760.89 \\
 h_i &= 8148.93 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

Nilai hio diperoleh dengan menggunakan rumus:

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \frac{ID}{OD} \\
 h_{io} &= 8148.93 \frac{2.07}{2.38} \\
 &= 7077.25 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

a. Annulus : Fluida panas

$$\begin{aligned}
 \text{IPS} &= 3 \\
 D_2 \text{ (ID annulus)} &= 3.07 \text{ in} = 0.2557 \text{ ft} = 0.0779 \text{ m} \\
 D_1 \text{ (OD pipe)} &= 2.38 \text{ in} = 0.1983 \text{ ft} = 0.0605 \text{ m} \\
 \text{Massa dowtherm} &= 3367.76 \text{ kg/jam} \\
 T_1 &= 383.09 \text{ K} \\
 T_2 &= 353.00 \text{ K} \\
 T_{\text{avg}} &= 368.05 \text{ K} \\
 \text{Sifat-sifat fisis fluida panas pada } T &= 368.05 \text{ K} : \\
 \text{Densitas } (\rho) &= 955.61 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= 0.46 \text{ cP} = 1.64 \text{ kg/jam.m} \\
 C_p &= 141.88 \text{ kJ/kmol.K} = 2.31 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Konduktivitas} &= 0.5518 \text{ kJ/jam.m.K} = 0.0887 \text{ BTU/Jam.ft.F}
 \end{aligned}$$

Menentukan diameter ekivalen

Untuk menghitung diameter ekivalen, digunakan rumus sebagai berikut:

$$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned}
 D_e &= \frac{3.07^2 - 2.38^2}{2.38} \\
 &= 1.57 \text{ in} \\
 &= 0.1312 \text{ ft} \\
 &= 0.0400 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Luas Aliran Fluida Dalam Annulus

Untuk menghitung luas aliran fluida panas pada Annulus, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_a = \frac{\pi}{4} D_2^2 - D_1^2$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned}
 A_a &= \frac{\pi}{4} 3.07^2 - 2.38^2 \\
 &= 2.94 \text{ in}^2 \\
 &= 0.0204 \text{ ft}^2 \\
 &= 0.0019 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan Fluks Massa dalam Annulus (Ga)

Untuk menghitung flux massa dalam annulus, digunakan rumus sebagai berikut:

$$G_a = \frac{\text{Laju massa fluida}}{A_t}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 G_a &= \frac{3,367.76}{0.0019} \\
 &= 1,774,103.65 \text{ kg/jam.m}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{0.04 \times 1,774,103.65}{1.64} \\ &= 43,199.60 \end{aligned}$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$jH = 175$$

Maka nilai koefisien kalor (hio) :

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\phi} &= jH \frac{k}{ID} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 175 \frac{0.0887}{0.1312} 1.90 \\ &= 224.78 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \\ &= 4594.92 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.46 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 3.73 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 8.17$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar 1.08

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\phi} &= 4594.92 \\ h_o &= 4962.51 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \end{aligned}$$

### **7. Weighted Clean Overall Coefficient**

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana:

$U_c$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{7077.25 \times 4,962.51}{7077.25 + 4,962.51} \\ &= 3,128.08 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \\ &= 153.02 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

### **8. Dirt Factor (Rd)**

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut :

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{153.02 - 90.24}{153.02 \times 90.24} \\ &= 0.0150 \text{ Jam.ft}^2 \cdot \text{F/BTU} \end{aligned}$$

## 9. Pressure Drop

### a. Inner Pipe: Fluida dingin

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

Dengan :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 2.07 \text{ in} &= 0.17 \text{ ft} \\ \text{Re} &= 28,345.11 \\ \text{L} &= 20 \text{ ft} \\ \text{g} &= 4.18.E+08 \text{ ft/jam}^2 \\ \text{Gp} &= 1293356.19 \text{ kg/jam.m}^2 = 264900.04 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\ \text{Densitas} &= 1013.78 \text{ kg/m}^3 = 63.29 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

### Menghitung friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Re}^{0.42}}$$

Maka :

$$\begin{aligned} f &= 0.0035 + \frac{0.264}{28334.96^{0.42}} \\ &= 0.0071 \end{aligned}$$

### Menghitung $\Delta F_p$

$$\Delta F_p = \frac{4 \times f \times \text{Gp}^2 \times \text{L}}{2 \times \text{g} \times \rho^2 \times \text{ID}}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta F_p &= \frac{3.96E+10}{1.48E+14} \\ &= 0.0687 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menghitung $\Delta P_p$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \Delta P_p &= \frac{0.07 \times 63.29}{144} \\ &= 0.0302 \text{ psi} \\ &= 0.0021 \text{ atm} \end{aligned}$$

### b. Annulus: Fluida Panas

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_1) \times \rho}{144}$$

Dengan :

$$\begin{aligned} D_2 &= 3.07 \text{ in} &= 0.2557 \text{ ft} \\ D_1 &= 2.38 \text{ in} &= 0.1983 \text{ ft} \\ \text{L} &= 20 \text{ ft} \\ \text{g} &= 4.18.E+08 \text{ ft/jam}^2 &= 32.2 \text{ ft/s}^2 \\ \text{Ga} &= 1,774,103.65 \text{ kg/jam.m}^2 = 363,364.81 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\ \text{Densitas} &= 955.61 \text{ kg/m}^3 = 59.66 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 1.64 \text{ kJ/jam.m} \end{aligned}$$

Menghitung Diameter ekivalen (De')

$$\begin{aligned} De' &= D_2 - D_1 \\ &= 3.07 - 2.38 \\ &= 0.69 \text{ in} \\ &= 0.0175 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Reynold (Re)

$$Re = \frac{De' \times Ga}{\mu}$$

Maka :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.0175 \times 1,774,103.65}{1.64} \\ &= 18,872.07 \end{aligned}$$

Menghitung friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

Maka :

$$\begin{aligned} f &= 0.0035 + \frac{0.264}{18865.68^{0.42}} \\ &= 0.0077 \end{aligned}$$

Menghitung ΔFa

$$\Delta fa = \frac{4 \times f \times Ga^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta Fa &= \frac{8.16E+10}{4.38E+13} \\ &= 0.4783 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Kecepatan Linier (v)

$$v = \frac{Ga}{3600 \times \rho}$$

Maka :

$$\begin{aligned} v &= \frac{363,364.81}{3600 \times 59.66} \\ &= 1.69 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Menghitung F<sub>1</sub>

$$F_1 = 3 \frac{v^2}{2 \times g}$$

Maka :

$$\begin{aligned} F_1 &= 3 \frac{1.69^2}{2 \times 32.2} \\ &= 0.1334 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung ΔPa

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \Delta Pa &= \frac{(0.4783 + 0.1334) \times 59.66}{144} \\ &= 0.2534 \text{ psi} \\ &= 0.0172 \text{ atm} \end{aligned}$$



**COOLER  
(CL-01)**

**Tugas** : Mendinginkan  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{C}_4\text{H}_6\text{O}_2$ , dan  $\text{CH}_3\text{COOH}$  dari suhu  $110.09^\circ\text{C}$  menjadi  $80^\circ\text{C}$  sebesar  $3366.56 \text{ kg/jam}$  dengan media pendingin air.

**Jenis alat** : *Double Pipe Exchangers*

**Fluida Panas**

Suhu masuk =  $383.09 \text{ K}$   
 Suhu keluar =  $353.00 \text{ K}$   
 Tekanan =  $1.23 \text{ atm}$   
 Kecepatan masuk =  $3367.76 \text{ kg/jam}$

**Fluida Dingin**

Suhu masuk =  $303.00 \text{ K}$   
 Suhu keluar =  $323.00 \text{ K}$   
 Kecepatan pemanas =  $2,798.57 \text{ kg/jam}$   
 Beban panas =  $234,040.27 \text{ kJ/jam}$   
 Luas transfer panas =  $2.29 \text{ m}^2$

**Dimensi**

Annulus :

IPS = 3  
 OD =  $3.50 \text{ in}$   
 ID =  $3.07 \text{ in}$   
 $\Delta P_{\text{annulus}} = 0.0172 \text{ atm}$

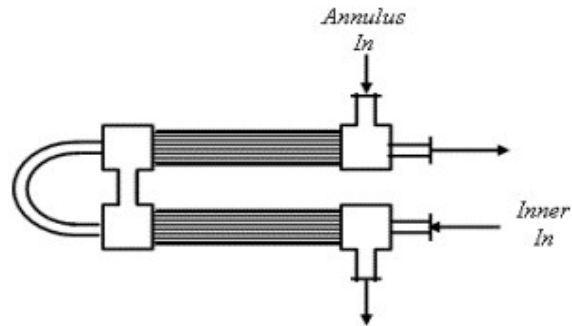
Inner Pipe :

IPS = 2  
 OD =  $2.38 \text{ in}$   
 ID =  $2.07 \text{ in}$   
 $\Delta P_{\text{pipe}} = 0.0021 \text{ atm}$   
 L =  $20 \text{ ft}$   
 Nt = 2

**COOLER  
(CL-02)**

**Tugas** : Mendinginkan H<sub>2</sub>O dan C<sub>4</sub>H<sub>6</sub>O<sub>2</sub> dari suhu 73,23°C menjadi 40°C sebesar 7.587,14 kg/Jam dengan media pendingin air.

**Jenis Alat** : *Double Pipe Exchangers*



**Gambar 1.** *Double Pipe Exchangers*

Data kondisi operasi:

Suhu ( $T_1$ ) = 73.23 °C = 346.23 K

Tekanan (P) = 1 atm

**Tabel 1.** Data komposisi umpan Cooler (CL-01)

Komponen	BM	Massa	Mol	Fraksi Mol
		(Kg/Jam)	(Kmol/Jam)	
H <sub>2</sub> O	18.00	10.59	0.59	0.0066
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	86.09	7,576.55	88.01	0.9934
Jumlah		7,587.14	88.60	1

**1. Menentukan beban panas cooler**

Untuk menghitung beban panas cooler, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_c = \sum F_{(i)} \cdot cp_{(i)} (T_1 - T_2)$$

Dimana :

Q = Beban panas untuk menurunkan suhu gas (KJ/Jam)

$F_{(i)}$  = Laju alir mol komponen (Kmol/Jam)

$cp_{(i)}$  = Kapasitas panas komponen pada fase cair (KJ/Kmol.K)

$T_1$  = Suhu cair masuk (K)

$T_2$  = Suhu cair keluar (K)

Data suhu masuk dan suhu keluar:

Suhu masuk ( $T_1$ ) = 73.23 °C = 346.23 K

Suhu keluar ( $T_2$ ) = 40.00 °C = 313.00 K

**Tabel 2.** Data kapasitas panas komponen

Komponen	Mol	Cp.dT	Q
	(Kmol/Jam)	(KJ/Kmol)	(KJ/Jam)
H <sub>2</sub> O	0.59	-2,496.74	-1,468.91
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	88.01	-5,873.88	#####
Jumlah	88.60		#####

Didapatkan beban panas cooler (Q) sebesar 518,413.16 KJ/Jam

## 2. Menghitung Jumlah Pendingin

Sebagai media pendingin digunakan air.

Data:

$$\text{Suhu masuk } (t_1) = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar } (t_2) = 50 \text{ }^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

Kecepatan massa air pendingin yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_t}{\int c_{p_{\text{air}}} dT}$$

**Tabel 3.** Data untuk menghitung  $c_{p_{\text{air}}}$

Komponen	Konstanta				Cp.dT
	A	B	C	D	(KJ/Kmol)
H <sub>2</sub> O	92.053	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07	1,505.31

$$\begin{aligned} m_{\text{air}} &= \frac{518.413,16 \frac{\text{KJ}}{\text{Jam}}}{1.505,31 \frac{\text{KJ}}{\text{Kmol}}} \\ &= 344.39 \text{ Kmol/Jam} \\ &= 6,199.00 \text{ Kg/Jam} \end{aligned}$$

## 3. Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik ( $\Delta T_{\text{LMTD}}$ )

$$\Delta T_{\text{LMTD}} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}$$

Dimana :

$\Delta T_{\text{LMTD}}$  = Beda suhu rerata logaritmik (K)

$\Delta T_1$  = Beda suhu kiri pendingin dan fluida panas (K)

$\Delta T_2$  = Beda suhu kanan pendingin dan fluida panas (K)

Suhu pendingin masuk ( $t_1$ )	303.00
Suhu panas keluar ( $T_2$ )	313.00
$\Delta T_1$	10.00

Suhu pendingin keluar ( $t_2$ )	323.00
Suhu panas keluar ( $T_1$ )	346.23
$\Delta T_2$	23.23

$$\begin{aligned} \Delta T_{\text{LMTD}} &= \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)} \\ &= \frac{10 \text{ K} - 23,23 \text{ K}}{\ln\left(\frac{10 \text{ K}}{23,23 \text{ K}}\right)} \\ &= 15.70 \text{ K} \end{aligned}$$

#### 4. Menghitung Overall Heat Transfer

Hot fluid = Light organics

Cold fluid = Water

Range Ud = 75 - 150 BTU/Jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dipilih Ud = 100.00 BTU/Jam.ft<sup>2</sup>.°F

= 2,044.18 KJ/Jam.m<sup>2</sup>.K

#### 5. Menentukan alat penukar kalor standar

##### a. Menentukan luas perpindahan kalor

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana :

A = Luas perpindahan kalor yang diperlukan (m<sup>2</sup>)

Ud = Koefisien perpindahan kalor gabungan (KJ/Jam.m<sup>2</sup>.K)

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata (K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A &= \frac{518.413,16 \frac{KJ}{Jam}}{2.044,18 \frac{KJ}{Jam.m^2.K} \cdot 15,7 K} \\ &= 16.16 m^2 \quad \text{atau} \quad 173.91 ft^2 \end{aligned}$$

Menurut “D, Q, Kern, “*Process Heat Transfer, Mc, Graw Hill (1965)*”, halaman 79, luas perpindahan kalor < 200 ft<sup>2</sup> menggunakan alat penukar kalor jenis *double pipe exchangers* .

##### b. Menentukan ukuran pipa

Dipilih berdasarkan Tabel 6.1. , “D, Q, Kern, “*Process Heat Transfer, Mc, Graw Hill (1965)*”, halaman 103.

*Outer pipe (annulus) :*

IPS = 3 in

Diameter dalam tabung (ID) = 3.068 in

Diameter luar tabung (OD) = 3.5 in

*Inner pipe :*

IPS = 2 in

Diameter dalam tabung (ID) = 2.067 in

Diameter luar tabung (OD) = 2.38 in

Ao = 0.622 ft<sup>2</sup>

Panjang tabung :

Panjang tabung standar adalah 12 ft, 15 ft, 20 ft

DIPILIH : panjang tabung, L = 20 ft

Menentukan Jumlah yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Nt = \frac{A}{Ao \cdot L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Nt &= \frac{173,91 \text{ ft}^2}{0,622 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft}} \cdot 20 \text{ ft}} \\ &= 13,98 \\ &= 14 \end{aligned}$$

c. Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = Nt \cdot Ao \cdot L$$

Dimana :

A = Luas perpindahan kalor standar

Nt = Jumlah pipa standar

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$A = 14 \cdot 0,622 \text{ ft}^2/\text{ft} \cdot 20 \text{ ft}$$

$$A = 174,16 \text{ ft}^2$$

$$A = 16,18 \text{ m}^2$$

d. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Ud = \frac{Q_t}{A \cdot \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana :

Ud = Koefisien perpindahan kalor standar (KJ/Jam.m<sup>2</sup>.K)

A = Luas perpindahan kalor standar (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$Ud = \frac{518.413,16 \frac{\text{KJ}}{\text{Jam}}}{16,18 \text{ m}^2 \cdot 15,7 \text{ K}}$$

$$= 2041,20 \text{ KJ/Jam.m}^2 \cdot \text{K}$$

$$= 99,85 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$$

(Masih dalam range Ud yang dipilih, yaitu 75-150)

e. Menentukan Rute Aliran Fluida

*Tube Side* = *Water*

*Annulus Side* = *Fluida Panas (Light Organics)*

## 6. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor pada *Double Pipe Exchanger*

a. *Inner Pipe : Water*

$$\text{IPS} = 2 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 2,067 \text{ in} = 0,1722 \text{ ft} = 0,053 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 2,38 \text{ in} = 0,1983 \text{ ft} = 0,060 \text{ m}$$

$$\text{Ao} = 0,622 \text{ ft}^2$$

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= 6,199.00 \text{ Kg/Jam} \\ t_1 &= 303.00 \text{ K} \\ t_2 &= 323.00 \text{ K} \\ t_{\text{avg}} &= 313.00 \text{ K} \end{aligned}$$

Sifat-sifat fisis fluida pada  $T = 313 \text{ K}$

$$\begin{aligned} \rho &= 1013.78 \text{ Kg/m}^3 &= 63.29 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0.67 \text{ cP} &= 2.40 \text{ Kg/Jam.m} \\ c_p &= 75.27 \text{ KJ/Kmol.K} &= 4.18 \text{ KJ/Kg.K} \\ k &= 2.25 \text{ KJ/Jam.m.K} &= 0.36 \text{ BTU/Jam.ft.F} \end{aligned}$$

#### Menentukan Luas Aliran Fluida Dingin Dalam pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$a_p = \frac{\pi}{4} ID^2$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} a_p &= \frac{3,14}{4} (2,067)^2 \\ &= 3.35 \text{ in}^2 \\ &= 0.02 \text{ ft}^2 \\ &= 0.002 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

#### Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gp)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$G_p = \frac{\text{kecepatan massa air}}{a_p}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{6.199 \frac{\text{Kg}}{\text{Jam}}}{0,002 \text{ m}^2} \\ &= 2,864,861.09 \text{ Kg/Jam.m}^2 \end{aligned}$$

#### Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{ID \cdot G_p}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0,053 \text{ m} \times 2.864.861,09 \frac{\text{Kg}}{\text{Jam m}^2}}{2,4 \frac{\text{Kg}}{\text{Jam m}}} \\ &= 62,786.10 \end{aligned}$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, “D, Q, Kern, “*Process Heat Transfer, Mc, Graw Hill (1965)*”  
didapatkan :

$$j_H = 180$$

(fig 24 Kern, Hal 834)

Maka nilai koefisien kalor ( $h_i$ ) :

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\phi} &= jH \cdot \frac{k}{ID} \cdot \left( \frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 180 \cdot \frac{0,36 \frac{BTU}{Jam. ft.^{\circ} F}}{0,1722 ft} \cdot \left( \frac{4,18 \frac{KJ}{Kg.K} \cdot 2,4 \frac{Kg}{Jam.m}}{2,25 \frac{KJ}{Jam.m.K}} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 621.26 \text{ BTU/Jam.ft}^2.^{\circ}F \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.67 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 0.91 \text{ cP}$$

$$\text{Maka diperoleh nilai } \mu_{ct}/\mu = 1.37$$

$$\text{Sehingga nilai } \phi \text{ adalah sebesar } = 1.05$$

$$\frac{h_i}{\phi} = 621.26$$

$$h_i = 652.32 \text{ BTU/Jam.ft}^2.^{\circ}F$$

Nilai  $h_i$  diperoleh dengan menggunakan rumus:

$$\begin{aligned} h_i &= \frac{h_i \cdot ID}{OD} \\ &= 652,32 \frac{BTU}{Jam. ft^2.^{\circ} F} \times \frac{0,1722 ft}{0,1983 ft} \\ &= 566.54 \text{ BTU/Jam.ft}^2.^{\circ}F \\ &= 11,580.95 \text{ KJ/Jam.m}^2.K \end{aligned}$$

b. *Annulus* : Fluida panas

$$\begin{aligned} \text{IPS} &= 3.00 \text{ in} \\ \text{D2 (ID annulus)} &= 3.07 \text{ in} \\ \text{D1 (OD pipe)} &= 2.38 \text{ in} \\ \text{Massa fluida} &= 7587.14 \text{ Kg/Jam} \\ T_1 &= 346.23 \text{ K} \\ T_2 &= 313.00 \text{ K} \\ T_{avg} &= 329.62 \text{ K} \end{aligned}$$

Sifat-sifat fisis fluida panas pada  $T = 329,62 \text{ K}$  :

$$\begin{aligned} \rho &= 781.00 \text{ Kg/m}^3 &= 48.76 \text{ lb/ft}^3 \\ \mu &= 0.31 \text{ cP} &= 1.12 \text{ Kg/Jam.m} \\ cp &= 176.02 \text{ KJ/Kmol.K} &= 2.06 \text{ KJ/Kg.K} \\ k &= 0.515 \text{ KJ/Jam.m.K} &= 0.083 \text{ BTU/Jam.ft.F} \end{aligned}$$

Menentukan diameter ekivalen

Untuk menghitung diameter ekivalen, digunakan rumus sebagai berikut:

$$De = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned}
 De &= \frac{3,07^2 - 2,38^2}{2,38} \\
 &= 1.57 \text{ in} \\
 &= 0.13 \text{ ft} \\
 &= 0.04 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Luas Aliran Fluida Dalam Annulus

Untuk menghitung luas aliran fluida panas pada Annulus, digunakan rumus sebagai berikut:

$$a_a = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned}
 a_a &= \frac{\pi}{4} (3,07^2 - 2,38^2) \\
 &= 2.9424 \text{ in}^2 \\
 &= 0.0204 \text{ ft}^2 \\
 &= 0.0019 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Fluks Massa dalam Annulus (Ga)

Untuk menghitung flux massa dalam annulus, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Ga = \frac{\text{massa fluida}}{a_a}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 Ga &= \frac{7587,14 \frac{Kg}{Jam}}{0,0019 \text{ m}^2} \\
 &= 3,265,569.90 \text{ Kg/Jam.m}^2
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{De \cdot Ga}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{0,04 \text{ m} \times 3265569,90 \frac{Kg}{Jam.m^2}}{1,12 \frac{Kg}{Jam.m}} \\
 &= 116,222.84
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)” didapatkan :

$$jH = 230$$

Maka nilai koefisien kalor (hio) :

$$\frac{ho}{\phi} = jH \cdot \frac{k}{De} \cdot \left( \frac{cp \cdot \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$$



$$= 230 \cdot \frac{0,083 \frac{BTU}{Jam. ft. ^\circ F}}{0,13 ft} \cdot \left( \frac{2,06 \frac{KJ}{Kg. K} \cdot 1,12 \frac{Kg}{Jam. m}}{0,515 \frac{KJ}{Jam. m. K}} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 239.05 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.31 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 0.41 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 1.3$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar = 1.1

$$\frac{h_o}{\phi} = 239.05$$

$$h_o = 262.95 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$= 5,375.20 \text{ KJ/Jam.m}^2.\text{K}$$

## 7. Weighted Clean Overall Coefficient

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut :

$$U_c = \frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana:

$U_c$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$U_c = \frac{11580,95 \frac{KJ}{Jam. m^2. K} \times 5375,2 \frac{KJ}{Jam. m^2. K}}{11580,95 \frac{KJ}{Jam. m^2. K} + 5375,2 \frac{KJ}{Jam. m^2. K}}$$

$$= 3,671.23 \text{ KJ/Jam.m}^2.\text{K}$$

$$= 179.60 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

## 8. Dirt Factor (Rd)

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut :

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$R_d = \frac{179,6 \frac{BTU}{Jam. ft^2. ^\circ F} - 99,85 \frac{BTU}{Jam. ft^2. ^\circ F}}{179,6 \frac{BTU}{Jam. ft^2. ^\circ F} \times 99,85 \frac{BTU}{Jam. ft^2. ^\circ F}}$$

$$= 0.004 \text{ Jam.ft}^2.\text{°F/BTU}$$

## 9. Pressure Drop

a. *Inner Pipe : Water*

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \cdot \rho}{144}$$

Dengan :

$$\begin{aligned}
 \text{ID} &= 2.067 \text{ in} &= 0.1722 \text{ ft} \\
 \text{Re} &= 62,786.101 \\
 \text{L} &= 20 \text{ ft} \\
 \text{g} &= 4.18.E+08 \text{ ft/jam}^2 \\
 \text{Gp} &= 2,864,861.09 \text{ Kg/Jam.m}^2 &= 586,769.39 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\
 \text{Densitas} &= 1,013.78 \text{ Kg/m}^3 &= 63.29 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Menghitung friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{\text{Re}^{0,42}}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{62786,101^{0,42}} \\
 &= 0.0060
 \end{aligned}$$

Menghitung  $\Delta F_p$

$$\Delta F_p = \frac{4 \cdot f \cdot \text{Gp}^2 \cdot \text{L}}{2 \cdot \text{g} \cdot \rho^2 \cdot \text{ID}}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \Delta F_p &= \frac{4 \cdot 0,006 \cdot (586769,39)^2 \cdot 20}{2 \cdot 4,18 \cdot 10^8 \cdot (63,29)^2 \cdot 0,1722} \\
 &= 0.29 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung deltaPp

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 \Delta P_p &= \frac{0,29 \times 63,29}{144} \\
 &= 0.1270 \text{ psi} \\
 &= 0.0086 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

b. *Annulus* : Fluida panas

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_1) \rho}{144}$$

Dengan :

$$\begin{aligned}
 D_2 &= 3.07 \text{ in} &= 0.26 \text{ ft} \\
 D_1 &= 2.38 \text{ in} &= 0.20 \text{ ft} \\
 \text{L} &= 20.00 \text{ ft} \\
 \text{g} &= 4.18.E+08 \text{ ft/jam}^2 &= 32.2 \text{ ft/s}^2 \\
 \text{Ga} &= 3,265,569.90 \text{ Kg/Jam.m}^2 &= 668,840.97 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\
 \text{Densitas} &= 781.00 \text{ Kg/m}^3 &= 48.76 \text{ lb/ft}^3 \\
 \text{Viskositas} &= 1.12 \text{ KJ/Jam.m}
 \end{aligned}$$

Menghitung Diameter ekivalen ( $D_e'$ )

$$D_e' = D_2 - D_1$$

$$\begin{aligned}
 &= 3,07 - 2,38 \\
 &= 0.06 \text{ ft} \\
 &= 0.02 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menghitung Reynold (Re)

$$Re = \frac{De \cdot Ga}{\mu}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{0,02 \times 3265569,90}{1,12} \\
 &= 50,772.83
 \end{aligned}$$

Menghitung friksi

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 f &= 0,0035 + \frac{0,264}{50772,83^{0,42}} \\
 &= 0.0063
 \end{aligned}$$

Menghitung ΔFa

$$\Delta Fa = \frac{4 \cdot f \cdot Ga^2 \cdot L}{2 \cdot g \cdot \rho^2 \cdot De}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \Delta Fa &= \frac{4 \cdot 0,0063 \cdot (668840,97)^2 \cdot 20}{2 \cdot 4,18 \cdot 10^8 \cdot (48,76)^2 \cdot 0,06} \\
 &= 1.97 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung Kecepatan Linier (v)

$$v = \frac{Ga}{3600 \cdot \rho}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 v &= \frac{668.840,97 \frac{lb}{jam \cdot ft^2}}{48,76 \frac{lb}{ft^3}} \times \frac{1 \text{ jam}}{3600 \text{ s}} \\
 &= 3.81 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung F<sub>i</sub>

$$F_i = 3 \left( \frac{v^2}{2 \cdot g} \right)$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 F_i &= 3 \left( \frac{\left( 3,81 \frac{ft}{s} \right)^2}{2 \cdot 32,2 \text{ ft/s}^2} \right) \\
 &= 0.68 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Menghitung  $\Delta Pa$ 

Data-data yang ada dimasukan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}\Delta Pa &= \frac{(1,97 + 0,68) \times 48,76}{144} \\ &= 0.90 \text{ psi} \\ &= 0.06 \text{ atm}\end{aligned}$$

**COOLER**  
**(CL-02)**

**Tugas** : Mendinginkann H<sub>2</sub>O dan C<sub>4</sub>H<sub>6</sub>O<sub>2</sub> dari suhu 73,23°C menjadi 40°C sebesar 7.587,14 kg/Jam dengan media pendingin air.

**Jenis Alat** : *Double Pipe Exchangers*

**Fluida Panas**

Suhu masuk	=	346.23 K	=	73.23 °C
Suhu keluar	=	313.00 K	=	40.00 °C
Tekanan	=	1.00 atm		
Kecepatan masuk	=	7,587.14 Kg/Jam		

**Fluida Dingin**

Suhu masuk	=	303.00 K	=	30.00 °C
Suhu keluar	=	323.00 K	=	50.00 °C
Kecepatan pemanas	=	6,199.00 Kg/Jam		
Beban panas	=	518,413.16 KJ/Jam		
Luas transfer panas	=	16.16 m <sup>2</sup>		

**Dimensi**

Annulus :

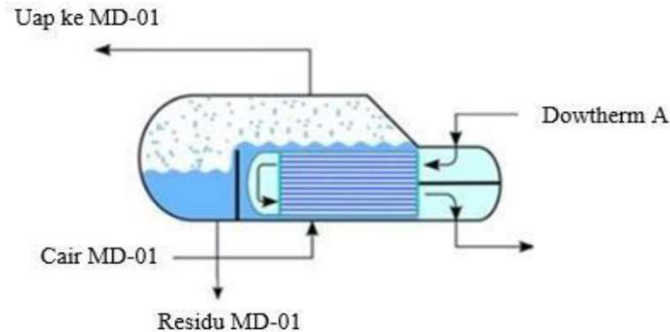
IPS	=	3.00 in
ID	=	3.50 in
OD	=	3.07 in
ΔPannulus	=	0.06 atm

Inner Pipe :

IPS	=	2.00 in
ID	=	2.07 in
OD	=	2.38 in
ΔPpipe	=	0.01 atm
L	=	20.00 ft
Nt	=	14.00

## REBOILER (RB-01)

- Tugas** : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar Menara Distilasi (MD-01) dengan media pemanas Dowtherm A.
- Jenis alat** : *Kettle Reboiler*



**Gambar 1.** Reboiler (RB-01)

Data Cairan Masuk Reboiler (RB-01)

Data Kondisi Operasi :

$$\text{Suhu masuk (T1)} = 110.09 \text{ } ^\circ\text{C} = 383.09 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (T2)} = 110.09 \text{ } ^\circ\text{C} = 383.09 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1.23 \text{ atm}$$

**Tabel 1.** Data komposisi cairan masuk dan keluar Reboiler (RB-01)

Komponen	Masuk (kmol/jam)	Keluar Reboiler	
		Uap (kmol/jam)	Cair (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	4.08	3.17	0.90
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	37.40	33.00	4.40
CH <sub>3</sub> COOH	144.88	95.38	49.50
Total	186.36	131.55	54.81

### 1. Menentukan Beban Panas Reboiler

Untuk menghitung beban panas untuk penguapan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_v = \sum m_{v(i)} \cdot \lambda_{(i)}$$

Dimana:

$Q_v$  = Beban panas untuk penguapan (KJ/Jam)

$m_{v(i)}$  = Kecepatan mol masing-masing komponen fase gas (Mol/Jam)

$\lambda_{(i)}$  = Panas laten masing-masing komponen pada fase gas (KJ/mol.K)

Data suhu untuk mengevaluasi  $\lambda$  :

$$T_{\text{didih}} = 110.09 \text{ } ^\circ\text{C} = 383.09 \text{ K}$$

Komponen	$m_{v(i)}$ (kmol/jam)	$\lambda_{(i)}$ (kJ/kmol)	$Q_{\text{laten}}$ (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	3.17	39,036.67	123,904.67
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	33.00	28,811.37	950,814.32
CH <sub>3</sub> COOH	95.38	22,747.78	2,169,670.43
Total	131.55		3,244,389.42

Maka beban panas pada reboiler adalah = 3,244,389.42 kJ/jam

## 2. Media Pemanas

Media pemanas digunakan : Dowtherm A.

Data:

$$\text{Suhu masuk (Tp1)} = 183.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 456.00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (Tp2)} = 146.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 419.00 \text{ K}$$

$$\text{BM} = 166 \text{ kg/kmol}$$

Kecepatan massa fluida panas yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$m_{\text{dowtherm}} = \frac{Q_{\text{total}}}{\int C_{p_{\text{dowtherm}}} \times dT}$$

Dimana :

$$m_{\text{dowtherm}} = \text{Kecepatan mol dowtherm (Kmol/Jam)}$$

$$Q_t = \text{Beban panas total (kJ/Jam)}$$

Menghitung Cp Dowtherm

A	B	C	Cp.dT (J/kmol.K)
143437	372.894	0.111497	12,133,486.50

$$\text{Cp.dT} = 12,133,486.50 \text{ J/kmol.K}$$

$$= 12,133.49 \text{ kJ/kmol.K}$$

Maka dengan memasukkan data-data yang ada ke rumus diatas, didapatkan :

$$\begin{aligned} m_{\text{dowtherm}} &= \frac{3,244,389.42}{12,133.49} \\ &= 267.39 \text{ kmol/jam} \\ &= 44386.97 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

## 3. Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik ( $\Delta T_{LMTD}$ )

Data suhu fluida panas dan fluida dingin pada heater disajikan pada tabel berikut :

Suhu dowtherm masuk (Tp1)	456.00
Suhu fluida dingin keluar (T2)	383.09
$\Delta T_1$	72.91

Suhu dowtherm keluar (Tp2)	419.00
Suhu fluida dingin masuk (T1)	383.09
$\Delta T_2$	35.91

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{65.76 - 29.91}{\ln \frac{65.76}{29.91}} \\ &= 52.24 \text{ K} \end{aligned}$$

$F_T$  Faktor Koreksi LMTD

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_{s2} - T_{s1}}{T_2 - T_1} \\ &= \frac{383 - 383}{419 - 456} \\ &= 0.00 \end{aligned}$$

$$S = \frac{T_2 - T_1}{T_{s1} - T_1}$$

$$= \frac{419 - 456}{383 - 456}$$

$$= 0.51$$

Dengan nilai  $R = 0.00$  dan nilai  $S = 0.51$ , maka diperoleh  $F_T$  dari Fig.21, Kern, 1965 sebesar  $= 1.00$

Maka  $\Delta T_{LMTD}$  terkoreksi adalah  $= 52.24 \text{ K}$

#### 4. Overall Heat Transfer

Dari Tabel 12.1, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design" Elsevier San Diego, 2008, hal. 797 diperoleh :

*Hot fluid* = *Dowtherm A*

*Cold fluid* = *Gases*

Range  $U_d = 100 - 300 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

Dipilih  $U_d = 105.00 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$   
 $= 18.49 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$   
 $= 378.00 \text{ kJ/Jam.m}^2 \cdot \text{K}$

#### 5. Menentukan Alat Penukar Kalor Standar

##### a. Menentukan Luas Transfer Panas

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

$A$  = Luas perpindahan kalor yang diperlukan ( $\text{m}^2$ )

$Q_t$  = Beban panas total (kJ/jam)

$U_d$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan (kJ/jam. $\text{m}^2 \cdot \text{K}$ )

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata (K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$A = \frac{3,244,389.42}{378 \times 52.2}$$

$$= 164.29 \text{ m}^2$$

$$= 1768.41 \text{ ft}^2$$

Menurut "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 79, luas perpindahan kalor  $> 200 \text{ ft}^2$  menggunakan alat penukar kalor jenis *shell and tube*.

##### b. Menentukan Ukuran Pipa

Dipilih berdasarkan Tabel, 10, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 843.

DIPILIH 1" OD, 16 BWG

Diameter luar tabung (OD) = 1 in = 0.0833 ft

Diameter dalam tabung (ID) = 0.87 in = 0.0725 ft

Luas permukaan/m ( $A''$ ) = 0.59 in<sup>2</sup> = 0.0041 ft<sup>2</sup>

*Flow Area* ( $A_o$ ) = 0.2618 ft<sup>2</sup>/ft

Panjang tabung :

Berdasarkan line 21-22, "Chemical Design and Principles, Practice and Economics Plant and Process Design", halaman 805. Panjang tabung standar adalah 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 20 ft, 24 ft



DIPILIH : panjang tabung,  $I = 24$  ft

c. Menentukan Jumlah Pipa yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$N_t = \frac{A}{A_o \times L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{1768.41}{0.2618 \times 24} \\ &= 281.45 \end{aligned}$$

d. Menentukan Layout Alat Penukar Panas

Dipilih dari Tabel, 9, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 842

DIPILIH :

$$\begin{aligned} \text{Tipe} &= \textit{triangular pitch} \\ \text{Diameter selongsong (IDs)} &= 25 \text{ in} = 2.0833 \text{ ft} \\ \text{Jumlah tabung (Nt)} &= 282 \\ \text{Pass Tabung (n)} &= 2 \\ \text{Pitch} &= 1.25 \text{ in} = 0.1042 \text{ ft} \end{aligned}$$

Diameter ekivalen

$$\begin{aligned} D_e &= 0.72 \text{ in (Fig, 28, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)")} \\ &= 0.06 \text{ ft} \\ &= 0.0183 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = N_t \times A_o \times L$$

Dimana:

$A$  = Luas perpindahan kalor standar

$N_t$  = Jumlah pipa standar

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A &= 282 \times 0.2618 \times 24 \\ &= 1771.86 \text{ ft}^2 \\ &= 164.61 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q_t}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

$U_d$  = Koefisien perpindahan kalor standar (kJ/jam.m<sup>2</sup>.K)

$A$  = Luas perpindahan kalor standar (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{3,244,389.42}{164.61 \times 52.2} \\ &= 377.26 \text{ KJ/Jam.m}^2.\text{K} \\ &= 18.46 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{F} \\ &= 104.80 \text{ W/m}^2.\text{C} \end{aligned}$$

(Masih dalam range  $U_d$  yang dipilih)

g. Menentukan Rute Aliran Fluida

*Tube Side* = Dowtherm A

*Shell Side* = Fluida dingin

## 6. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor pada *Shell dan Tube*

a. *Tube Side : Dowtherm A*

Data-data :

Nt	=	282	
n (pass tube)	=	2	
IDt	=	0.87	in
ODt	=	1	in
A"	=	0.594	in
BM dowtherm	=	166	kg/kmol
Massa fluida	=	44387	kg/jam
T1	=	456	K
T2	=	419	K
Tavg	=	437.5	K

Sifat-sifat fisis fluida panas :

Densitas ( $\rho$ )	=	58.66	lb/ft <sup>3</sup>	=	939.60	kg/m <sup>3</sup>
Viskositas ( $\mu$ )	=	0.5143	cP	=	1.8517	kg/Jam.m
Cp	=	0.4731	BTU/lb.F	=	1.9808	kJ/Kg.K
Konduktivitas	=	0.0668	BTU/jam.ft.F	=	0.1155	kJ/jam m K

### Menentukan Luas Aliran Fluida Dingin Dalam Pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dingin dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$A_t = \frac{A'' \times N_t}{n}$$

Dimana:

$A_t$  = Luas aliran fluida dingin total pipa (m<sup>2</sup>)

$A''$  = Luas aliran fluida dingin per pipa (m<sup>2</sup>)

$N_t$  = Jumlah pipa

$n$  = Jumlah pass di pipa

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{0.59 \times 282}{2} \\ &= 83.75 \text{ in}^2 \\ &= 5.82 \text{ ft}^2 \\ &= 0.05 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

### Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gt)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut :

$$G_t = \frac{\text{laju massa fluida}}{A_t}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} G_t &= \frac{44386.965}{0.05} \\ &= 821,452.51 \text{ kg/jam.m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\text{Ret} = \frac{\text{Idt} \times \text{Gt}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Ret} &= \frac{0.87 \times 821,452.51}{1.8517} \\ &= 35,292.72 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)” didapatk

$$jH = 100$$

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\phi} &= jH \frac{k}{ID} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 100 \frac{0.0668}{0.0725} 3.17 \\ &= 291.746 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\ &= 5963.79 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.51 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 3.73 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 7.25$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar 1.5

$$\begin{aligned} \frac{h_i}{\phi} &= 5963.79 \\ h_i &= 8945.68 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Nilai hio diperoleh dengan menggunakan rumus:

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \frac{ID}{OD} \\ h_{io} &= 8945.68 \frac{0.87}{1.00} \\ &= 7782.75 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

b. Shell Side : Fluida dingin

Data-data :

$$\begin{aligned} \text{IDs} &= 25 \text{ in} \\ \text{Pitch} &= 1.25 \text{ in} \\ \text{ODt} &= 1.00 \text{ in} \\ \text{De} &= 0.72 \text{ in} \\ n &= 2 \\ \text{Massa fluida} &= 11993.5 \text{ kg/jam} \\ T_1 &= 383.09 \text{ K} \\ T_2 &= 383.09 \text{ K} \\ T_{\text{avg}} &= 383.09 \text{ K} \end{aligned}$$

Sifat-sifat fisis fluida dingin :

Nilai viskositas ( $\mu$ ),  $C_p$ ,  $\rho$ , dan konduktivitas pada = 383.09 K

$$\text{Densitas } (\rho) = 920.84 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{Viskositas } (\mu) &= 0.3657 \text{ cP} &= 1.32 \text{ kg/Jam.m} \\ \text{Cp} &= 2.34 \text{ kJ/Kg.K} \\ \text{Konduktivitas} &= 0.5382 \text{ KJ/jam m K} &= 0.0865 \text{ BTU/Jam.ft.F} \end{aligned}$$

Jarak antar baffle (B)

Jarak antar baffle berkisar antara  $ID_s/5$  sampai  $ID_s$ .

$$\text{Dipilih } B = 10 \text{ in}$$

Clearance (C')

$$\begin{aligned} C' &= \text{Pitch} - \text{Odt} \\ &= 1.25 - 1 \\ &= 0.25 \text{ in} \end{aligned}$$

Menentukan Luas Aliran Fluida Dalam Shell (As)

Untuk menghitung luas aliran fluida pada shell, digunakan rumus sebagai berikut :

$$A_s = \frac{ID_s \times B \times C'}{\text{pitch}}$$

Dimana:

$A_s$  = Luas aliran fluida panas pada selongsong (m<sup>2</sup>)

$B$  = Jarak antara baffle (m)

$C'$  = Clearance (m)

Sehingga  $A_s$ :

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{25 \times 10 \times 0.25}{0.25} \\ &= 50.00 \text{ in}^2 \\ &= 3.47 \text{ ft}^2 \\ &= 0.0323 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Flux Massa dalam Shell (Gs)

Untuk menghitung flux massa dalam selongsong, digunakan rumus sebagai berikut :

$$G_s = \frac{\text{Laju massa fluida}}{A_s}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{11993.52}{0.0323} \\ &= 371,799.82 \text{ kg/jam.m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida

$$\text{Trial } h_o = 300 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$T_{pavg} = 437.50 \text{ K} = 328.10 \text{ °F}$$

$$T_{avg} = 383.09 \text{ K} = 230.16 \text{ °F}$$

$$T_w = T_{avg} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_{pavg} - T_{avg})$$

$$T_w = 230 + \frac{300}{580.58 + 65} (316.27 - 230.16)$$

$$= 288.27 \text{ °F}$$

$$\Delta T_w = T_w - T_{avg}$$

$$= 288.27 - 230.16$$

$$= 58.10 \text{ °F}$$

Dari fig,15.11, halaman 474, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", untul

fluida organik  $\Delta T_w$  maksimum adalah 14.6 °F. Sehingga, = 300 BTU/Jam.ft<sup>2</sup>.°F  
 = 6.132.51 KJ/Jam.m<sup>2</sup>.K.

### 7. Weighted Clean Overall Coefficient

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana:

$U_c$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{7782.75 \times 6,132.51}{7782.75 + 6,132.51} \\ &= 3,429.9 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \\ &= 167.79 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

### 8. Dirt Factor (Rd)

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut :

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} R_d &= \frac{167.79 - 18.46}{167.79 \times 18.46} \\ &= 0.0482 \text{ Jam.ft}^2.\text{F/BTU} \end{aligned}$$

### 9. Pressure Drop

a. *Shell Side* : Fluida Dingin

Berdasarkan hal. 475, , Kern, "Process Heat Transfer", 1965, untuk pressure drop reboiler tipe *kettle reboiler* dapat diabaikan.

b. *Tube Side* : *Dowtherm A*

Menentukan Penurunan Tekanan pada Pipa

$$\Delta P_t = \frac{f \times G_t^2 \times L \times n}{5.22 \times 10^8 \times I D_t \times s}$$

Dengan :

$$R_{et} = 35,292.7$$

$$f = 0.00020 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$G_t = 821,452.51 \text{ kg/Jam.m}^2 = 168,246.62 \text{ lb/Jam.ft}^2$$

$$L = 24 \text{ ft}$$

$$n = 2$$

$$I D_t = 0.87 \text{ in} = 0.0725 \text{ ft}$$

$$s_{pgr} = 0.94$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_t &= \frac{271746474.35}{3551798649.79} \\ &= 0.08 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan Penurunn Tekanan Karena Belokan

$$\Delta P_r = \frac{4n}{s} \frac{v^2}{2g}$$

Dengan :

$$n = 2$$

$$v/2g = 0.003 \text{ ft/s}$$

$$spgr = 0.94$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta P_r &= \frac{0.02}{0.94} \\ &= 0.02557 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung penurunan tekanan *total tube side* ( $\Delta P_t$ )

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= 0.08 + 0.02557 \text{ psi} \\ &= 0.1021 \text{ psi} \\ &= 0.0069 \text{ atm} \end{aligned}$$

**REBOILER  
(RB-01)**

**Tugas** : Menguapkan sebagian cairan yang berasal dari dasar Menara Distilasi (MD-01) dengan media pemanas Dowtherm A.

**Jenis alat** : *Kettle Reboiler*

**Fluida Dingin**

Suhu masuk = 383.09 K  
 Suhu keluar = 383.09 K  
 Tekanan = 1.23 atm  
 Kecepatan masuk = 11993.52 kg/jam

**Fluida Panas**

Suhu masuk = 456 K  
 Suhu keluar = 419.00 K  
 Kecepatan pemanas = 44386.965 kg/jam  
 Beban panas = 3244389.42 kJ/jam  
 Luas transfer panas = 164.29 m<sup>2</sup>

**Dimensi**

Nt = 282  
 ODtube = 1.00 in  
 IDtube = 0.87 in  
 Pitch = 1.25 in  
 BWG = 16  
 Pass (n) = 2  
 Susunan pipa = *triangular pitch*  
 IDshell = 25 in  
 L = 24 ft  
 $\Delta P_{tube}$  = 0.0069 atm







ign”,

ocess

1.

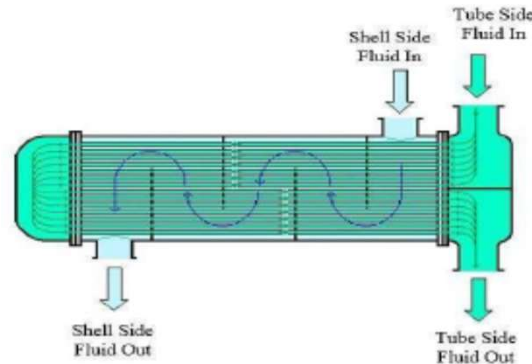


an :



## KONDENSOR TOTAL (CD-01)

- Tugas** : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi 1 (MD-01) dengan media pendingin air dengan laju 8.294,15 Kg/Jam pada suhu 72.94 oC dan tekanan 1 atm.
- Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*



**Gambar 1.** Kondensor Total Menara Distilasi (CD-01)

Data kondisi operasi:

Suhu = 72.94 °C = 345.94 K

Tekanan = 1.00 atm

Tabel 1. Data komposisi uap dari puncak MD-01

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	18.00	0.33	0.02
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	86.09	11,324.82	131.55
CH <sub>3</sub> COOH	60.05	0.00	0.00
Total		11,325.15	131.56

### 1. Menentukan beban panas kondensor

Untuk menghitung beban panas kondensor, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_c = \sum F_{\text{mass}(i)} \cdot \lambda_{(i)}$$

Dimana:

$Q_c$  = Beban panas kondensor (KJ/jam)

$F_{\text{mass}(i)}$  = Kecepatan massa masing-masing komponen fase gas (Kg/jam)

$\lambda_{(i)}$  = Panas laten masing-masing komponen pada fase gas (KJ/Kg.K)

Data suhu untuk mengevaluasi  $H_{\text{vap}}$ :

$T_{\text{dew}} = 72.94 \text{ } ^\circ\text{C} = 345.94 \text{ K}$

Tabel 2. Perhitungan panas laten penguapan

Komponen	Mol (kmol/jm)	$\lambda$ (kJ/kmol)	$Q_c$ (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	0.02	40,721.68	748.75
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	131.55	31,292.46	4,116,405.92
CH <sub>3</sub> COOH	0.00	20,458.67	0.00
Total	131.56		4,117,154.66

Didapatkan beban panas kondensor ( $Q_c$ ) sebesar 4,117,154.66 kJ/jam

## 2. Menghitung Jumlah Pendingin

Sebagai media pendingin digunakan air.

Data:

$$\text{Suhu masuk (T1)} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (T2)} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

Kecepatan massa air pendingin yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_t}{\int c_{\text{pair}} dT}$$

Tabel 3. Data untuk menghitung Cp air

Komponen	Konstanta				Cp.dT (kJ/kmol)
	A	B	C	D	
H <sub>2</sub> O	92.053	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07	1,505.31

$$\begin{aligned} m_{\text{air}} &= \frac{4,117,154.66}{1,505.31} \\ &= 2735.08 \text{ kmol/jam} \\ &= 49231.47 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

## 3. Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik ( $\Delta T$ LMTD)

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

Dimana :

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata logaritmik (K)

$\Delta T_1$  = Beda suhu kiri pendingin dan fluida panas (K)

$\Delta T_2$  = Beda suhu kanan pendingin dan fluida panas (K)

Suhu gas masuk (Tdew)	345.94
Suhu air masuk (T1)	303
$\Delta T_1$	42.94

Suhu embun (Tdew)	345.94
Suhu air keluar (T2)	323
$\Delta T_2$	22.94

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{42.94 - 22.94}{\ln \frac{42.94}{22.94}} \\ &= 31.90 \text{ K} \end{aligned}$$

$F_T$  Faktor Koreksi LMTD

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_{s2} - T_{s1}}{T_2 - T_1} \\ &= \frac{346 - 346}{323 - 303} \\ &= 0.00 \\ S &= \frac{T_2 - T_1}{T_{s1} - T_1} \end{aligned}$$



$$= \frac{323 - 303}{346 - 303}$$

$$= 0.47$$

Dengan nilai  $R = 0.00$  dan nilai  $S = 0.47$ , maka diperoleh  $F_T$  dari Fig.21, Kern, 1965 sebesar  $= 1.00$

Maka  $\Delta T_{LMTD}$  terkoreksi adalah  $= 31.90 \text{ K}$

#### 4. Menghitung Overall Heat Transfer

Dari Tabel 12.1, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 797 diperoleh :

*Hot fluid* = *Light Organics*

*Cold fluid* = *Water*

Range  $U_d = 700 - 1000 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$

Dipilih  $U_d = 775 \text{ W/m}^2 \cdot \text{C}$   
 $= 136.49 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot \text{°F}$   
 $= 2790.00 \text{ kJ/Jam.m}^2 \cdot \text{K}$

#### 5. Menentukan alat penukar kalor standar

##### a. Menentukan luas perpindahan kalor

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana :

$A$  = Luas perpindahan kalor yang diperlukan ( $\text{m}^2$ )

$U_d$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan ( $\text{kJ/m}^2 \cdot \text{jam.K}$ )

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata (K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$A = \frac{4,117,154.66}{2790.00 \times 31.9}$$

$$= 46.26 \text{ m}^2$$

$$= 497.92 \text{ ft}^2$$

Menurut "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 79, luas perpindahan kalor  $> 200 \text{ ft}^2$  menggunakan alat penukar kalor jenis *shell and tube*.

##### b. Menentukan ukuran pipa

Dipilih berdasarkan Tabel, 10, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 843.

Dipilih :

Diameter luar ( $O_d$ ) = 0.75 in = 0.0625 ft

Diameter dalam ( $I_d$ ) = 0.62 in = 0.0517 ft

Luas permukaan/m ( $A''$ ) = 0.302 in

*Flow Area* ( $A_o$ ) = 0.1963 in

Panjang tabung :

Berdasarkan line 21-22, "Chemical Design and Principles, Practice and Economics Plant and Process Design", halaman 805. Panjang tabung standar adalah 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft.

DIPILIH : panjang tabung,  $L = 24$  ft

c. Menentukan Jumlah Pipa yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$N_t = \frac{A}{A_o \times L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{497.92}{0.1963 \times 24} \\ &= 105.689 \end{aligned}$$

d. Menentukan Layout Alat Penukar Panas

Dipilih dari Tabel, 9, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 842.

Dipilih :

Tipe	=	<i>triangular pitch</i>
Diameter selongsong (IDs)	=	13.25 in
Jumlah tabung (Nt)	=	106
Pass Tabung (n)	=	2
Pitch	=	1

Diameter ekivalen

$$\begin{aligned} D_e &= 0.73 \text{ in (Fig, 28, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)")} \\ &= 0.0608 \text{ ft} \\ &= 0.0185 \text{ m} \end{aligned}$$

e. Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = N_t \cdot A_o \cdot L$$

Dimana:

$A$  = Luas perpindahan kalor standar

$N_t$  = Jumlah pipa standar

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} A &= 106 \times 0.1963 \times 24 \\ &= 499.39 \text{ ft}^2 \\ &= 46.39 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

f. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q_t}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

$U_d$  = Koefisien perpindahan kalor standar (kJ/Jam.m<sup>2</sup>.K)

$A$  = Luas perpindahan kalor standar (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$U_d = \frac{4117154.66}{46.39 \times 31.9}$$

$$\begin{aligned}
 &= 2781.80 \text{ kJ/Jam.m}^2.\text{K} \\
 &= 136.08 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{F} \\
 &= 772.72 \text{ W/m}^2.\text{C}
 \end{aligned}$$

g. Menentukan Rute Aliran Fluida

*Tube Side* = *Water*

*Shell Side* = *Fluida Panas*

## 6. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor pada *Shell* dan *Tube*

a. *Tube Side* : *Water* (Fluida Dingin)

Data-data :

$$\begin{aligned}
 N_t &= 106 \\
 n \text{ (pass tube)} &= 2 \\
 ID_t &= 0.62 \text{ in} \\
 OD_t &= 0.75 \text{ in} \\
 A'' &= 0.302 \text{ in} \\
 BM \text{ air} &= 18 \text{ kg/kmol} \\
 Massa \text{ air} &= 49231.5 \text{ kg/jam} \\
 T_2 &= 303 \text{ K} \\
 T_1 &= 323 \text{ K} \\
 T_{avg} &= 313 \text{ K} \\
 Densitas &= 1.01 \text{ g/ml} = 1014.00 \text{ kg/m}^3 \\
 Viskositas &= 0.67 \text{ cP} = 2.39 \text{ kg/jam.m}
 \end{aligned}$$

### Menentukan Luas Aliran Fluida Dingin Dalam pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dingin dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_t = \frac{A'' \times N_t}{n}$$

Dimana:

$A_t$  = Luas aliran fluida dingin total pipa ( $\text{m}^2$ )

$A''$  = Luas aliran fluida dingin per pipa ( $\text{m}^2$ )

$N_t$  = Jumlah pipa

$n$  = Jumlah pass di pipa

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned}
 A_t &= \frac{0.302 \times 106}{2} \\
 &= 16.01 \text{ in}^2 \\
 &= 0.11 \text{ ft}^2 \\
 &= 0.01 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

### Menentukan Flux Massa dalam Pipa ( $G_t$ )

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$G_t = \frac{\text{laju massa air}}{A_t}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$G_t = \frac{49231.47}{0.01}$$

$$= 4767520.049 \text{ kg/jam.m}^2$$

#### Menentukan Kecepatan Linier (V<sub>lin</sub>)

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{lin} = \frac{G_t}{\rho_{air}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} V_{lin} &= \frac{4767520.05}{1,014.00} \\ &= 4701.70 \text{ m/jam} \\ &= 4.28 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

#### Menentukan Bilangan Reynold Fluida Dingin (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida dingin, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{Id_t \times G_t}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.62 \times 4767520.049}{2.39} \\ &= 31,359.19 \end{aligned}$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida Dingin

Dari fig,25, halaman 835, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfe, Mc,Graw Hill (1965)".

$$\begin{aligned} \text{Diperoleh nilai, koefisien kalor (hi)} &= 1,100.00 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\ &= 22,485.90 \text{ kJ/Jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Maka, nilai koefisien kalor awal (h<sub>io</sub>) :

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \frac{Id}{Od} \\ &= 22,485.90 \frac{0.62}{0.75} \\ &= 18588.3 \text{ kJ/Jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

#### b. *Shell Side* : Fluida Panas

Data-data :

$$\begin{aligned} ID_s &= 13.25 \text{ in} \\ Pitch &= 1 \\ OD_t &= 0.75 \text{ in} \\ De &= 0.73 \text{ in} \\ n &= 2 \\ \text{Massa fluida} &= 11,325.15 \text{ kg/jam} \\ BM_{avg} \text{ fluida} &= 86.08 \text{ kg/kmol} \\ T_{fluida} &= 345.94 \text{ K} \\ \text{Densitas} &= 3.03 \text{ g/l} = 0.19 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

#### Menentukan Suhu Rerata

$$\begin{aligned} h_o \text{ (Trial)} &= 315 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\ T_v &= 345.94 \text{ K} = 163.29 \text{ °F} \\ T_{avg} &= \frac{303 + 323}{2} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &= 313 \text{ K} = 104.00 \text{ }^\circ\text{F} \\
 T_w &= T_{avg} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_v - T_{avg}) \\
 &= 104 + \frac{315}{314.13 + 300} (163.29 - 104) \\
 &= 119.25 \text{ }^\circ\text{F} \\
 T_f &= \frac{T_v + T_w}{2} \\
 &= \frac{119.25 + 163.29}{2} \\
 &= 141.27 \text{ }^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

Sifat-sifat fisis fluida panas :

Nilai viskositas ( $\mu$ ),  $C_p$ , dan konduktivitas komponen pada  $T_f = 141.27 \text{ }^\circ\text{F}$

$$\mu = 0.30 \text{ cP} = 1.08 \text{ kJ/kg.K}$$

$$C_p = 177.71 \text{ kJ/kmol.K} = 2.06 \text{ kJ/kg.K}$$

$$k = 0.50 \text{ kJ/jam.m.K} = 0.08 \text{ BTU/Jam.ft.}^\circ\text{F}$$

$$\rho = 880.75 \text{ kg/m}^3 = 54.98 \text{ lb/ft}^3$$

#### Menentukan Luas Aliran Fluida Panas Dalam Shell ( $A_s$ )

Untuk menghitung luas aliran fluida panas pada shell, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_s = \frac{ID_s \times B \times C'}{pitch}$$

Dimana:

$A_s$  = Luas aliran fluida panas pada selongsong ( $\text{m}^2$ )

$B$  = Jarak antara baffle (m)

$C'$  = Clearance (m)

#### Jarak antar baffle ( $B$ )

Jarak antar baffle berkisar antara  $ID_s/5$  sampai  $ID_s$ .

Dipilih:

$$B = ##### \text{ in}$$

$$Pitch = 1 \text{ in}$$

#### Clearance ( $C'$ )

$$C' = Pitch - OD$$

$$= 1 - 0.75$$

$$= 0.25 \text{ in}$$

Sehingga  $A_s$  :

$$\begin{aligned}
 A_s &= \frac{ID_s \times B \times C'}{pitch} \\
 &= \frac{13.25 \times ##### \times 0.25}{1} \\
 &= 43.89 \text{ in}^2 \\
 &= 0.30 \text{ ft}^2 \\
 &= 0.03 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan Fluks Massa dalam Shell (Gs)

$$\begin{aligned}
 G_s &= \frac{\text{laju massa fluida}}{A_s} \\
 &= \frac{11,325.15}{0.03} \\
 &= 399949.10 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{jam}
 \end{aligned}$$

Menentukan Condensing Load

$$\begin{aligned}
 G_s'' &= \frac{\text{laju massa fluida}}{L \times N_t^{2/3}} \\
 &= \frac{11,325.15}{24 \times 106^{2/3}} \\
 &= 46.45 \text{ lb/jam.ft}
 \end{aligned}$$

Menentukan Nilai Koefisien Kalor (ho)

Dari fig.12.9, halaman 267, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfe, Mc,Graw Hill (1965)".

$$\begin{aligned}
 \text{Diperoleh nilai, koefisien kalor (ho)} &= 315 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F (sesuai dengan trial).} \\
 &= 6,439.14 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K}
 \end{aligned}$$

**7. Weighted Clean Overall Coefficient (Uc)**

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana:

Uc = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$\begin{aligned}
 U_c &= \frac{18588.35 \times 6,439.14}{18588.35 + 6,439.14} \\
 &= 4,782.5 \text{ kJ/jam.m}^2 \cdot \text{K} \\
 &= 233.96 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}
 \end{aligned}$$

**8. Dirt Factor (Rd)**

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut:

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c \times U_d}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 R_d &= \frac{233.96 - 136.49}{233.96 \times 136.49} \\
 &= 0.0031 \text{ Jam.ft}^2 \cdot \text{F/BTU}
 \end{aligned}$$

**9. Pressure Drop**

a. *Shell Side* : Fluida Panas

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I D_s \times (N+1)}{5.22 \times 10^4 \times D_e \times s}$$

Dengan :

$$Re = 6,844.02$$

$$f = 0.0017 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$I D_s = 13.25 \text{ in} = 1.10 \text{ ft}$$

$$\begin{aligned}
 De &= 0.73 \text{ in} &= 0.08 \text{ ft} \\
 L &= 24 \text{ ft} \\
 B &= 13.3 \text{ in} &= 1.10 \text{ ft} \\
 Gs &= 399,949.10 \text{ kg/Jam.m}^2 &= 81,915.97 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\
 \rho &= 3.03 \text{ kg/m}^3 \\
 spgr &= 0.88 \\
 N+1 &= \frac{L}{B} = \frac{24}{1.1} = 21.74 \\
 &= 45
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \Delta P_s &= \frac{566802207.53}{3826694293.47} \\
 &= 0.1481 \text{ psi} \\
 &= 0.010 \text{ atm}
 \end{aligned}$$

b. *Tube Side* : Air

Menentukan Penurunan Tekanan pada Pipa

$$\Delta P_t = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5.22e10 \times IDt \times s}$$

Dengan :

$$\begin{aligned}
 Ret &= 31,359.19 \\
 f &= 0.0003 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \\
 Gt &= 4,767,520.05 \text{ kg/Jam.m}^2 &= 976,464.39 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\
 L &= 24 \text{ ft} \\
 n &= 2 \\
 IDt &= 0.62 \text{ in} &= 0.0517 \text{ ft} \\
 spgr &= 1.01
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \Delta P_t &= \frac{12814807461.12}{2734757989.06} \\
 &= 4.69 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menentukan Penurunn Tekanan Karena Belokan

$$\Delta P_r = \frac{4 \times n \times Vlin^2 \times 62.5}{s \times 2 \times g \times 144}$$

Dengan :

$$\begin{aligned}
 n &= 2 \\
 Vlin &= 4.28 \text{ ft/s} \\
 g &= 32.2 \text{ ft/s}^2 \\
 spgr &= 1.01
 \end{aligned}$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \Delta P_r &= \frac{9180.04}{9403.43} \\
 &= 0.97624 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Menghitung penurunan tekanan *total tube side* ( $\Delta P_t$ )

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\Delta P_T = 4.69 + 0.98 \text{ psi}$$

$$= 5.66 \text{ psi}$$

$$= 0.39 \text{ atm}$$



**KONDENSOR TOTAL****(CD-01)**

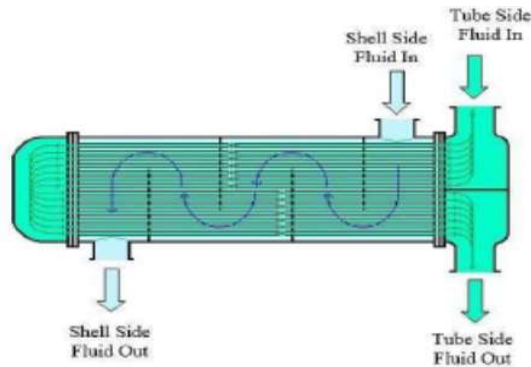
Fungsi : Mengembunkan uap yang keluar dari puncak Menara Distilasi 1 (MD-01) dengan media pendingin air dengan laju 8.294,15 Kg/Jam pada suhu 72.94 oC dan tekanan 1 atm.

Jenis alat : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Suhu masuk	=	72.94 °C
Suhu keluar	=	72.94 °C
Tekanan Operasi	=	1 atm
Beban panas	=	4,117,154.66 kJ/Jam
Kecepatan Umpan masuk	=	11,325.15 kg/jam
Kecepatan pendingin	=	49231.47 kg/jam
Luas transfer panas	=	46.39 m <sup>2</sup>
Jumlah pipa	=	106
IDt	=	0.62 in
ODt	=	0.75 in
L	=	24 ft
IDs	=	13.25 in
Pass (n)	=	2
Pitch	=	1 in
Susunan pipa	=	<i>triangle pitch</i>
$\Delta P_s$	=	0.005 atm
$\Delta P_t$	=	0.39 atm

## KONDENSOR TOTAL (CD-02)

- Tugas** : Mengembunkan uap yang keluar dari Evaporator (EV-01) dengan media pendingin air dengan laju 1904,32 Kg/Jam pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm.
- Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*



**Gambar 1.** Kondensor Total Menara Distilasi (CD-01)

Data kondisi operasi:

Suhu = 100.00 °C = 373.00 K

Tekanan = 1.00 atm

Tabel 1. Data komposisi uap dari puncak MD-01

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	18.00	10.26	0.57
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	86.09	378.83	4.40
Total		389.09	4.97

### 1. Menentukan beban panas kondensor

Untuk menghitung beban panas kondensor, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Q_c = \sum F_{\text{mass}(i)} \cdot \lambda_{(i)}$$

Dimana:

$Q_c$  = Beban panas kondensor (KJ/jam)

$F_{\text{mass}(i)}$  = Kecepatan massa masing-masing komponen fase gas (Kg/jam)

$\lambda_{(i)}$  = Panas laten masing-masing komponen pada fase gas (KJ/Kg.K)

Data suhu untuk mengevaluasi  $H_{\text{vap}}$ :

$T_{\text{dew}} = 78.44 \text{ } ^\circ\text{C} = 351.44 \text{ K}$

Tabel 2. Perhitungan panas laten penguapan

Komponen	Mol (kmol/jam)	$\lambda$ (kJ/kmol)	$Q_c$ (kJ/jam)
H <sub>2</sub> O	0.57	40,481.30	23,074.34
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	4.40	30,947.52	136,181.30
Total	4.97		159,255.64

Didapatkan beban panas kondensor ( $Q_c$ ) sebesar 159,255.64 kJ/jam

### 2. Menghitung Jumlah Pendingin

Sebagai media pendingin digunakan air.

Data:

$$\text{Suhu masuk (T1)} = 30 \text{ } ^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (T2)} = 50 \text{ } ^\circ\text{C} = 323 \text{ K}$$

Kecepatan massa air pendingin yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut:

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_t}{\int c_{\text{p air}} dT}$$

Tabel 3. Data untuk menghitung Cp air

Komponen	Konstanta				Cp.dT (kJ/kmol)
	A	B	C	D	
H <sub>2</sub> O	92.053	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07	1,505.31

$$\begin{aligned} m_{\text{air}} &= \frac{159,255.64}{1,505.31} \\ &= 105.80 \text{ kmol/jam} \\ &= 1904.32 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### 3. Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik ( $\Delta T$ LMTD)

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

Dimana :

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata logaritmik (K)

$\Delta T_1$  = Beda suhu kiri pendingin dan fluida panas (K)

$\Delta T_2$  = Beda suhu kanan pendingin dan fluida panas (K)

Suhu gas masuk (Tdew)	351.44
Suhu air masuk (T1)	303.00
$\Delta T_1$	48.44

Suhu embun (Tdew)	351.44
Suhu air keluar (T2)	323.00
$\Delta T_2$	28.44

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{48,44 - 28,44}{\ln \frac{48,44}{28,44}} \\ &= 37.56 \text{ K} \end{aligned}$$

$F_T$  Faktor Koreksi LMTD

$$\begin{aligned} R &= \frac{T_{s2} - T_{s1}}{T_2 - T_1} \\ &= \frac{351 - 351}{323 - 303} \\ &= 0.00 \\ S &= \frac{T_2 - T_1}{T_{s1} - T_1} \\ &= \frac{323 - 303}{351 - 303} \\ &= 0.41 \end{aligned}$$

Dengan nilai  $R = 0.00$  dan nilai  $S = 0.41$ , maka diperoleh  $F_T$  dari Fig.19, Kern, 1965 sebesar  $= 1.00$

Maka  $\Delta T_{LMTD}$  terkoreksi adalah  $= 37.56$  K

#### 4. Menghitung Overall Heat Transfer

Dari Tabel 12.1, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 797 diperoleh :

*Hot fluid* = *Gases*

*Cold fluid* = *Water*

Range Ud = 2 – 50 BTU/Jam.ft<sup>2</sup>.°F

Dipilih Ud = 5.00 BTU/Jam.ft<sup>2</sup>.°F

= 102.21 kJ/Jam.m<sup>2</sup>.K

#### 5. Menentukan alat penukar kalor standar

##### a. Menentukan luas perpindahan kalor

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana :

A = Luas perpindahan kalor yang diperlukan (m<sup>2</sup>)

Ud = Koefisien perpindahan kalor gabungan (kJ/m<sup>2</sup>.jam.K)

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata (K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A &= \frac{159,255.64}{102.21 \times 37.6} \\ &= 41.48 \text{ m}^2 \\ &= 446.53 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menurut "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 79, luas perpindahan kalor  $> 200 \text{ ft}^2$  menggunakan alat penukar kalor jenis *shell and tube*.

##### b. Menentukan ukuran pipa

Dipilih berdasarkan Tabel, 10, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)", halaman 843.

Dipilih :

Diameter luar (Od) = 0.75 in = 0.0625 ft

Diameter dalam (Id) = 0.62 in = 0.0517 ft

Luas permukaan/m (A") = 0.302 in<sup>2</sup> = 0.0021 ft<sup>2</sup>

Flow Area (Ao) = 0.1963 in

Panjang tabung :

Berdasarkan line 21-22, "Chemical Design and Principles, Practice and Economics Plant and Process Design", halaman 805. Panjang tabung standar adalah 6 ft, 8 ft, 10 ft, 12 ft, 16 ft, 24 ft.

DIPILIH : panjang tabung, L = 24 ft

## c. Menentukan Jumlah Pipa yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$N_t = \frac{A}{A_o \times L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{446.53}{0.1963 \times 24} \\ &= 94.78 \end{aligned}$$

## d. Menentukan Layout Alat Penukar Panas

Dipilih dari Tabel, 9, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 842.

Dipilih :

Tipe = *triangular pitch*

Diameter selongsong (IDs) = 13.25 in

Jumlah tabung (Nt) = 106

Pass Tabung (n) = 2

Pitch = 1

Diameter ekivalen

De = 0.73 in (Fig, 28, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”)

= 0.0608 ft

= 0.0185 m

## e. Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = N_t \cdot A_o \cdot L$$

Dimana:

A = Luas perpindahan kalor standar

Nt = Jumlah pipa standar

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$A = 106 \times 0.1963 \times 24$$

$$= 499.39 \text{ ft}^2$$

$$= 46.39 \text{ m}^2$$

## f. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q_t}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

Ud = Koefisien perpindahan kalor standar (kJ/Jam.m<sup>2</sup>.K)

A = Luas perpindahan kalor standar (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$U_d = \frac{159255.64}{46.39 \times 37.6}$$

$$= 91.39 \text{ kJ/Jam.m}^2.\text{K}$$

$$= 4.47 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{F}$$

g. Menentukan Rute Aliran Fluida

*Tube Side* = *Water*

*Shell Side* = *Gases*

## 6. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor pada *Shell* dan *Tube*

a. *Tube Side* : *Water* (Fluida Dingin)

Data-data :

Nt	=	106			
n (pass tube)	=	2			
IDt	=	0.62 in	=	0.0517 ft	= 0.016 m
ODt	=	0.75 in	=	0.0625 ft	= 0.019 m
A"	=	0.302 in <sup>2</sup>	=	0.0021 ft <sup>2</sup>	
BM air	=	18 kg/kmol			
Massa air	=	1904.32 kg/jam			
T2	=	303 K			
T1	=	323 K			
Tavg	=	313 K			
Densitas	=	1.01 g/L	=	1014.00 kg/m <sup>3</sup>	
Viskositas	=	0.67 cP	=	2.39 kg/jam.m	
k	=	2.25 kJ/jam m K	=	0.36 BTU/Jam.ft. <sup>o</sup> F	
cp	=	4.18 kJ/kg K			

### Menentukan Luas Aliran Fluida Dingin Dalam pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dingin dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_t = \frac{A'' \times N_t}{n}$$

Dimana:

A<sub>t</sub> = Luas aliran fluida dingin total pipa (m<sup>2</sup>)

A'' = Luas aliran fluida dingin per pipa (m<sup>2</sup>)

N<sub>t</sub> = Jumlah pipa

n = Jumlah pass di pipa

Data-data yang ada dimasukan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{0.302 \times 106}{2} \\ &= 16.01 \text{ in}^2 \\ &= 0.11 \text{ ft}^2 \\ &= 0.01 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

### Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gt)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$G_t = \frac{\text{laju massa air}}{A_t}$$

Data-data yang ada dimasukan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$G_t = \frac{1904.32}{0.01}$$

$$= 184,412.42 \text{ kg/jam.m}^2$$

#### Menentukan Kecepatan Linier (V<sub>lin</sub>)

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{lin} = \frac{G_t}{\rho_{air}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$V_{lin} = \frac{184412.42}{1,014.00}$$

$$= 181.87 \text{ m/jam}$$

$$= 0.17 \text{ ft/s}$$

#### Menentukan Bilangan Reynold Fluida Dingin (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida dingin, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{I_{dt} \times G_t}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$Re = \frac{0.016 \times 184,412.42}{2.39}$$

$$= 1,213.00$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida Dingin

Dari fig 24, halaman 834, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc, Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$j_H = 2.4 \quad (\text{fig 24 Kern, Hal 834})$$

Maka nilai koefisien kalor (h<sub>io</sub>) :

$$\frac{h_i}{\phi} = j_H \frac{k}{ID} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$= 2.4 \frac{0.3614}{0.0517} 1.64$$

$$= 27.61 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.67 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 0.91 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 1.37$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar = 1.05

$$\frac{h_i}{\phi} = 27.61$$

$$h_i = 28.99 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

Nilai h<sub>io</sub> diperoleh dengan menggunakan rumus:

$$h_{io} = h_i \frac{ID}{OD}$$

$$h_{io} = 28.99 \frac{0.62}{0.75}$$

$$= 23.97 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$= 489.91 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

b. *Shell Side* : Fluida Panas

Data-data :

IDs	=	13.25 in	=	1.1042 ft	=	0.337 m
Pitch	=	1 in	=	0.0833 ft	=	0.025 m
ODt	=	0.75 in	=	0.0625 ft	=	0.019 m
De	=	0.73 in	=	0.0608 ft	=	0.019 m
n	=	2.00				
Massa fluida	=	389.09 kg/jam				
BM <sub>avg</sub> fluida	=	78.28 kg/kmol				
Tfluida	=	373.00 K				
Tdew	=	351.44 K				
Tavg	=	362.22 K				
Densitas	=	0.86 g/L	=	855.79 kg/m <sup>3</sup>	=	53.43 lb/ft <sup>3</sup>
Viskositas	=	0.25 cP	=	0.90 kg/jam.m		
k	=	0.67 kJ/jam m K	=	0.11 BTU/Jam.ft. <sup>o</sup> F		
cp	=	2.21 kJ/kg K				

Jarak antar baffle (B)

Jarak antar baffle berkisar antara IDs/5 sampai IDs.

Dipilih B = 2.65 in

Pitch = 1.00 in

Clearance (C')

C' = Pitch - Odt

= 1 - 0.75

= 0.25 in

Menentukan Luas Aliran Fluida Dalam Shell (As)

Untuk menghitung luas aliran fluida pada shell, digunakan rumus sebagai berikut :

$$A_s = \frac{IDs \times B \times C'}{\text{pitch}}$$

Dimana:

As = Luas aliran fluida panas pada selongsong (m<sup>2</sup>)

B = Jarak antara baffle (m)

C' = Clearance (m)

Sehingga As:

$$\begin{aligned} A_s &= \frac{13.25 \times 2.65 \times 0.25}{1.00} \\ &= 8.78 \text{ in}^2 \\ &= 0.06 \text{ ft}^2 \\ &= 0.01 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Menentukan Flux Massa dalam Shell (Gs)

Untuk menghitung flux massa dalam selongsong, digunakan rumus sebagai berikut :

$$G_s = \frac{\text{Laju massa fluida}}{A_s}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} G_s &= \frac{389.09}{0.0057} \\ &= 68,703.82 \text{ kg/jam.m}^2 \end{aligned}$$



Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

$$Re = \frac{De \times G_s}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.0185 \times 68,703.82}{0.9040} \\ &= 1,409.18 \end{aligned}$$

Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 28, halaman 838, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$j_H = 13$$

Maka nilai koefisien kalor ( $h_o$ ) :

$$\begin{aligned} \frac{h_o}{\phi} &= j_H \frac{k}{De} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 13 \frac{0.1082}{0.0608} 1.44 \\ &= 33.22 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.25 \text{ cP}$

Komponen	Laju mol kmol/jam	xi fraksi mol	$\mu_{ct}$ (cP)	xi. $\mu_{ct}$ (cP)
H <sub>2</sub> O	0.57	0.1147	0.91	0.10
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	4.40	0.8853	0.40	0.36
Total	4.97	1.00		0.46

$$\mu_{ct} = 0.46 \text{ cP}$$

$$\text{Maka diperoleh nilai } \mu_{ct}/\mu = 1.84$$

$$\text{Sehingga nilai } \phi \text{ adalah sebesar } = 1.10$$

$$\frac{h_o}{\phi} = 33.22$$

$$h_o = 36.55 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F}$$

$$= 747.08 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}$$

**7. Weighted Clean Overall Coefficient**

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut :

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

Dimana:

$$U_c = \text{Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (BTU/jam.ft}^2.\text{°F)}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$\begin{aligned} U_c &= \frac{23.97 \times 36.55}{23.97 + 36.55} \\ &= 14.47 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\ &= 295.88 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

**8. Dirt Factor (Rd)**

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Rd &= \frac{14.47 - 4.47}{14.47 \times 4.47} \\ &= 0.1546 \text{ Jam.ft}^2.\text{F/BTU} \end{aligned}$$

**9. Pressure Drop****a. Tube Side : Water**Menentukan Penurunan Tekanan pada Pipa

$$\Delta Pt = \frac{f \times Gt^2 \times L \times n}{5.22e10 \times IDt \times s}$$

Dengan :

$$Ret = 1,213.0$$

$$f = 0.00041 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$Gt = 184,412.4 \text{ kg/Jam.m}^2 = 37,770.61 \text{ lb/Jam.ft}^2$$

$$L = 24 \text{ ft}$$

$$n = 2$$

$$IDt = 0.62 \text{ in} = 0.0517 \text{ ft}$$

$$spgr = 1.014$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta Pt &= \frac{28075868.41}{2734757989.06} \\ &= 0.010 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menentukan Penurunn Tekanan Karena Belokan

$$\Delta Pr = \frac{4n \text{ vlin}^2}{s \ 2g \ 144} \ 62.5$$

Dengan :

$$n = 2$$

$$vlin = 0.17 \text{ ft/s}$$

$$g = 32.2 \text{ ft/s}^2$$

$$spgr = 1$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta Pr &= \frac{13.74}{9273.60} \\ &= 0.001 \text{ psi} \end{aligned}$$

Menghitung penurunan tekanan *total tube side* ( $\Delta Pt$ )

$$\Delta P_T = \Delta Pt + \Delta Pr$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \Delta P_T &= 0.010 + 0.001 \text{ psi} \\ &= 0.012 \text{ psi} \\ &= 0.001 \text{ atm} \end{aligned}$$

b. *Shell Side : Gases*

$$\Delta P_s = \frac{f \times G_s^2 \times I D_s \times (N+1)}{5.22 \times 10^4 \times D_e \times s}$$

Dengan :

$$Re = 1,409.18$$

$$f = 0.0035 \text{ ft}^2/\text{in}^2$$

$$I D_s = 13.25 \text{ in} = 1.10 \text{ ft}$$

$$D_e = 0.73 \text{ in} = 0.06 \text{ ft}$$

$$L = 24.00 \text{ ft}$$

$$B = 2.65 \text{ in} = 0.22 \text{ ft}$$

$$G_s = 68,703.82 \text{ kg/Jam.m}^2 = 62,202.09 \text{ lb/Jam.ft}^2$$

$$\rho = 2.56 \text{ kg/m}^3 = 0.16 \text{ lb/ft}^3$$

$$spgr = 0.85$$

$$N+1 = \frac{L}{B} = \frac{24}{0.22} = 108.68$$

$$= 109$$

Maka :

$$\Delta P_s = \frac{89793389.95}{2714416011.63}$$

$$= 0.0154 \text{ psi}$$

$$= 0.0010 \text{ atm}$$

**KONDENSOR TOTAL**  
**(CD-02)**

**Tugas** : Mengembunkan uap yang keluar dari Evaporator (EV-01) dengan media pendingin air dengan laju 1904,32 Kg/Jam pada suhu 100°C dan tekanan 1 atm.

**Jenis alat** : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Suhu masuk	=	373.00 K
Suhu keluar	=	351.44 K
Tekanan Operasi	=	1.00 atm
Beban panas	=	159,255.64 kJ/Jam
Kecepatan Umpan masuk	=	389.09 kg/jam
Kecepatan pendingin	=	1,904.32 kg/jam
Luas transfer panas	=	41.48 m <sup>2</sup>
Jumlah pipa	=	106
IDt	=	0.62 in
ODt	=	0.75 in
L	=	24 ft
IDs	=	13.25 in
Pass (n)	=	2
Pitch	=	1 in
Susunan pipa	=	<i>triangle pitch</i>
$\Delta P_s$	=	0.001 atm
$\Delta P_t$	=	0.001 atm

**SEPARATOR  
(SP-01)**

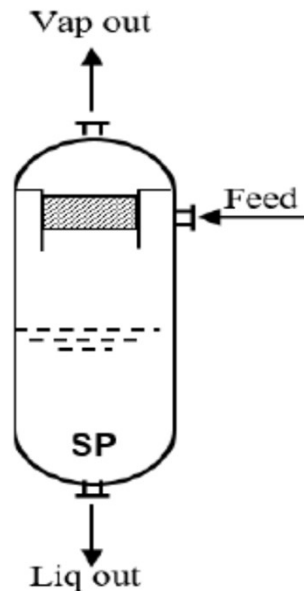
**Tugas** : Memisahkan antara komponen fase uap dan fase cair yang teruapkan di VP-01 dengan laju 10,342.63 Kg/Jam.

**Jenis alat** : Separator *Vertical*.

**Kondisi Operasi**

Suhu umpan masuk = 131.94 °C = 404.94 K

Tekanan (P) = 1.45 atm



**Gambar 1.** Separator Vertikal

Tabel 1. Data komposisi komponen yang masuk separator (SP-01)

Komponen	Feed (kg/jam)	Vapor (kg/jam)	Liquid (kg/jam)
H <sub>2</sub> O	20.69	16.55	4.14
CH <sub>3</sub> COOH	10321.94	8,257.55	2,064.39
Total	10342.63	8,274.10	2,068.53

**1. Menghitung Kecepatan Massa Cairan (WL)**

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa cairan (WL)} &= 2,068.53 \text{ kg/jam} \\ &= 0.57 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_L$  = Densitas cairan (gr/cm<sup>3</sup>)

T = Temperatur (K)

T<sub>c</sub> = Temperatur kritis (K)

A, B, n = Konstanta

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	Tc	xi	ρi	ρi.xi (gr/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.01	0.92269	0.00613
CH <sub>3</sub> COOH	0.35182	0.26954	0.26843	592.71	0.99	0.92158	0.91546
Total					1.00		0.92159

Maka, densitas cairan (ρL) adalah:  $0.9216 \text{ gr/cm}^3 = 921.59 \text{ kg/m}^3$

## 2. Menghitung Kecepatan Massa Vapor (WV)

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa uap (WV)} &= 8,274.10 \text{ kg/jam} \\ &= 2.30 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

### Menghitung Rapat Massa Gas

Didekati dengan persamaan gas ideal :

$$\rho_v = \frac{BM_{avg} \times P_t}{R \times T}$$

Dimana :

- ρV = Densitas uap (gr/l)
- BMavg = Berat molekul rata-rata (gr/mol)
- R = Konstanta Gas (0,0821 atm L/mol K)
- Pt = Tekanan total (atm)

Maka, diperoleh densitas vapor (ρV) :

$$\begin{aligned} \rho_v &= \frac{59.77 \times 1.45}{0.0821 \times 404.94} \\ \rho_v &= 2.62 \text{ g/l} \\ &= 2.62 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

## 3. Menentukan Diameter Separator

### Menghitung Faktor Kecepatan Uap Vertikal (KV)

Dari Pers. 5.1, Evans, Frank L., "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, 1974, hal. 154 2nd Edition

$$\begin{aligned} \text{Faktor Liquid Separator (FSV)} &= \frac{W_L}{W_V} \left( \frac{\rho_V}{\rho_L} \right)^{0.5} \\ &= \frac{0.57}{2.30} \left( \frac{2.62}{921.59} \right)^{1.5} \\ &= 0.01332 \end{aligned}$$

Dari Fig. 5.1, Evans, Frank L., "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, didapat : 1974, hal. 154 2nd Edition

$$\begin{aligned} K_v &= 0.35 \text{ ft/s} \\ &= 0.11 \text{ m/s} \end{aligned}$$

### Maximum Vapor Velocity (UVmax)

Untuk menghitung UVmax digunakan persamaan menurut Evans, Frank L., "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, 1974, hal. 155 2nd Edition :

$$Uv_{max} = K_v \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Maka :

$$Uv_{max} = 0.11 \sqrt{\frac{921.59 - 2.62}{2.62}}$$

$$= 2.00 \text{ m/s}$$

Kecepatan Volume Uap (QV)

Q<sub>V</sub> dihitung dengan persamaan :

$$Q_V = \frac{W_V}{\rho V}$$

Maka :

$$Q_V = \frac{2.30 \text{ kg/s}}{2.62 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0.88 \text{ m}^3/\text{s}$$

Menghitung Luas Total Area Minimal (A<sub>Tmin</sub>)

$$A_{Tmin} = \frac{Q_V}{U_{Vmax}}$$

Maka :

$$A_{Tmin} = \frac{Q_V}{U_{Vmax}}$$

$$= \frac{0.88 \text{ m}^3/\text{s}}{2.00 \text{ m/s}}$$

$$= 0.44 \text{ m}^2$$

Menghitung Diameter Tangki Minimum (D<sub>min</sub>)

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times A_{Tmin}}{\pi}}$$

Maka :

$$D_{min} = \sqrt{\frac{4 \times 0.44}{\pi}}$$

$$= 0.75 \text{ m}$$

$$= 29.5 \text{ in}$$

Diameter tangki dipilih berdasarkan interval 6 in sehingga dipilih I 32 in = 0.81 m

#### 4. Menentukan Dimensi Separator

Waktu Tinggal (θ)

Berdasarkan Evans, Frank L., "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, 1 hal. 155 2nd Edition : *surge volume* perlu dirancang agar sesuai dengan ketentuan L/D>3. Maka dirancang, waktu tinggal (θ) = 16 menit = 960 detik

Volume Cairan (VL)

$$V_L = \frac{W_L}{\rho L} \times \theta$$

Maka :

$$V_L = \frac{0.57}{921.59} \times \theta$$

$$= 0.60 \text{ m}^3$$

### Mengestimasi Vapor-Liquid Nozzle

$$Uv_{\max(\text{nozzle})} = 100\sqrt{\rho_{\text{mix}}}$$

$$A_{T\min} = \frac{Q_v}{Uv_{\max(\text{nozzle})}}$$

$$D_{\text{nozzle}} = \sqrt{\frac{4 \times A_{T\min}}{\pi}}$$

Maka :

$$\rho_{\text{mix}} = 11.64 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} Uv_{\max(\text{nozzle})} &= 100\sqrt{11.64} \\ &= 341.13 \text{ ft/s} \\ &= 103.98 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{T\min} &= \frac{0.88}{103.98} \\ &= 0.008 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_{\text{nozzle}} &= \sqrt{\frac{4 \times 0.008}{\pi}} \\ &= 0.1038 \text{ m} \\ &= 4.0849 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 11 Kern dipilih IPS 6 dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$O_d = 6.625 \text{ in} = 0.1683 \text{ m}$$

$$I_d = 6.065 \text{ in} = 0.1541 \text{ m}$$

### Menghitung Tinggi Seksi Uap (Hv)

$$H_v = 36 + 0.5 \times O_D$$

Maka :

$$\begin{aligned} H_v &= 36 + 0.5 \times 6.625 \\ &= 39.31 \text{ in} \end{aligned}$$

Dikarenakan tinggi uap < Hvmin (48 in), maka tinggi uap digunakan Hvn = 1.22 m

### Menghitung Tinggi Seksi Cairan

$$H_L = 12\text{in} + 0.5 \times O_d$$

$$\begin{aligned} H_L &= 12 + 0.5 \times 6.625 \\ &= 48.61 \text{ in} \\ &= 1.23 \text{ m} \end{aligned}$$

### Menghitung Tinggi total (Ht)

$$H_t = H_v + H_L$$

Maka :

$$H_t = 1.22 + 1.23$$

$$H_t = 2.45 \text{ m}$$

### Mengecek L/D

$$\begin{aligned} L/D &= \frac{2.45}{0.81} \\ &= 3.02 \end{aligned}$$

L/D memenuhi syarat karena  $3 < L/D < 5$



## 5. Tebal Head dan Bottom

Untuk penutup separator dipilih jenis Torispherical. Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada ASME Section VIII Div. I, dimana untuk perencanaan tebal silinder menggunakan Paragraf UG 32.

Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{0.885 \times P \times Ids}{f \times E - 0.1 \times P} + C'$$

Dimana :

th = Tebal tutup/alas separator (m)

P = Tekanan dalam (psi)

ID = Diameter dalam separator (m)

f = *Allowable stress* (psi)

E = Efisiensi sambungan

C' = Faktor Korosi (m)

Poperasi = 1.45 atm

Tekanan perancangan

Dirancang : tutup dan alas mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook" Butherfold, London (1997)).

P desain = (100% + 50%) x 1.2 atm

= 1.45 atm

P gauge = 1.45 - 1 atm

= 0.45 atm

= 6.69 psig

Maka diperoleh tebal tutup/alas reaktor :

$$th = \frac{0.885 \times P \times Ids}{f \times E - 0.1 \times P} + 0.00318$$

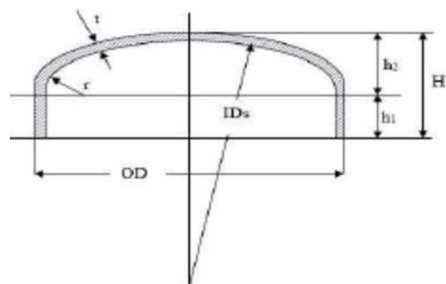
$$th = \frac{0.885 \times 6.69 \times 1.07}{11250 \times 0.8 - 0.1 \times 6.69} + 0.00318 = 0.0037 \text{ m}$$

$$= 0.1441 \text{ in}$$

Dipilih tebal alas/tutup standar (th) = 0.1875 in (Brownell and Young, Hal 87)

= 0.0048 m

## 6. Tinggi Head dan Bottom



**Gambar 2.** Penampang Torispherical Heads

Dimana :

h1 = Flange lurus (m)

h2 = Tebal dinding + *Depth of dish* (m)

r = Jari-jari kelengkungan (m)

t = Tebal *shell* (m)

H = Tinggi penutup (m)

Ids = Diameter dalam separator (m)

Ods = Diameter luar separator (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$H = h_1 + h_2$$

$$h_1 \geq 3.5 \times t$$

$$\geq 3.5 \times 0,1875 \text{ in}$$

$$\geq 0.66 \text{ in}$$

Dipilih  $h_1 = 0.70 \text{ in}$

$$h_2 \approx 0,2 \times \text{Ids}$$

$$= 0,2 \times 32 \text{ in}$$

$$= 6.4 \text{ in}$$

$$H = h_1 + h_2$$

$$= 0.70 + 6.4$$

$$= 7.10 \text{ in}$$

$$= 0.18 \text{ m}$$

Jadi didapat tinggi tutup/alas sebesar = 0.18 m

**Kesimpulan**

1. Kecepatan volume uap =  $0.88 \text{ m}^3/\text{s}$
2. Diameter separator =  $0.8128 \text{ m}$
3. Tinggi Separator =  $2.45 \text{ m}$
4. Tebal *Head* dan *Bottom* =  $0.0048 \text{ m}$
5. Tinggi *Head* dan *Bottom* =  $0.1803 \text{ m}$
6. Bahan konstruksi = Stainless Steel AISI type 216

**SEPARATOR  
(SP-02)**

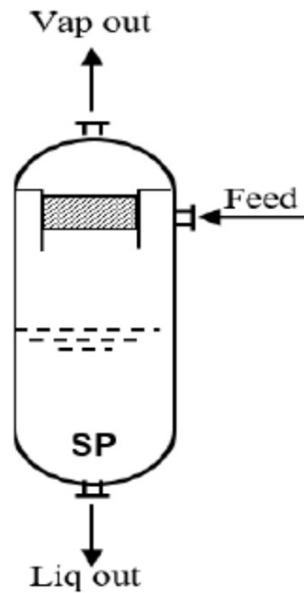
**Tugas** : Memisahkan antara komponen fase uap dan fase cair yang terembunkan di CDP-01 dengan laju 21,652.18 Kg/Jam.

**Jenis alat** : Separator *Vertical*.

**Kondisi Operasi**

Suhu umpan masuk = 59.34 °C = 332.34 K

Tekanan (P) = 1.00 atm



**Gambar 1.** Separator Vertikal

Tabel 1. Data komposisi komponen yang masuk separator (SP-01)

Komponen	Feed (kg/jam)	Vapor (kg/jam)	Liquid (kg/jam)
H <sub>2</sub>	57.52	57.52	0.00
H <sub>2</sub> O	16.55	0.00	16.55
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	4261.81	0.00	4,261.81
CH <sub>3</sub> COOH	5284.83	0.00	5,284.83
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	12031.47	12,031.47	0.00
Total	21652.18	12,088.99	9,563.19

**1. Menghitung Kecepatan Massa Cairan (WL)**

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan massa cairan (WL)} &= 9,563.19 \text{ kg/jam} \\ &= 2.66 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_L$  = Densitas cairan ( $\text{gr/cm}^3$ )

T = Temperatur (K)

$T_c$  = Temperatur kritis (K)

A, B, n = Konstanta

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	$T_c$	$x_i$	$\rho_i$	$\rho_i \cdot x_i$ ( $\text{gr/cm}^3$ )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.01	0.99559	0.00661
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.3184	0.258	0.2827	524.00	0.36	0.88255	0.31561
CH <sub>3</sub> COOH	0.35182	0.26954	0.26843	592.71	0.64	1.00667	0.63999
Total					1.00		0.96221

Maka, densitas cairan ( $\rho_L$ ) adalah:  $0.9622 \text{ gr/cm}^3 = 962.21 \text{ kg/m}^3$

## 2. Menghitung Kecepatan Massa Vapor (WV)

Kecepatan massa uap (WV) = 12,088.99 kg/jam

= 3.36 kg/s

### Menghitung Rapat Massa Gas

Didekati dengan persamaan gas ideal :

$$\rho_v = \frac{BM_{\text{avg}} \times P_t}{R \times T}$$

Dimana :

$\rho_v$  = Densitas uap ( $\text{gr/l}$ )

$BM_{\text{avg}}$  = Berat molekul rata-rata ( $\text{gr/mol}$ )

R = Konstanta Gas (0,0821 atm L/mol K)

$P_t$  = Tekanan total (atm)

Maka, diperoleh densitas vapor ( $\rho_v$ ) :

$$\rho_v = \frac{25.93 \times 1.00}{0.0821 \times 332.34}$$

$\rho_v = 0.95 \text{ g/l}$

=  $0.95 \text{ kg/m}^3$

## 3. Menentukan Diameter Separator

### Menghitung Faktor Kecepatan Uap Vertikal (KV)

Dari Pers. 5.1, Evans, Frank L., "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, : 1974, hal. 154 2nd Edition" dihitung FSV

$$\begin{aligned} \text{Faktor Liquid Separator (FSV)} &= \frac{W_L}{W_v} \left( \frac{\rho_v}{\rho_L} \right)^{0.5} \\ &= \frac{2.66}{3.36} \left( \frac{0.95}{962.21} \right)^{1.5} \\ &= 0.02489 \end{aligned}$$

Dari Fig. 5.1, Evans, Frank L., "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, didapat : 1974, hal. 154 2nd Edition

$K_v = 0.40 \text{ ft/s}$

0.12 m/s

Maximum Vapor Velocity (UVmax)

Untuk menghitung UVmax digunakan persamaan menurut Evans, Frank L., "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, 1974, hal. 155 2nd Edition :

$$Uv_{max} = Kv \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Maka :

$$Uv_{max} = 0.12 \sqrt{\frac{960.45 - 1.12}{1.12}}$$

$$= 3.87 \text{ m/s}$$

Kecepatan Volume Uap (QV)

Q<sub>V</sub> dihitung dengan persamaan :

$$Q_V = \frac{W_V}{\rho_V}$$

Maka :

$$Q_V = \frac{3.36 \text{ kg/s}}{0.95 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 3.53 \text{ m}^3/\text{s}$$

Menghitung Luas Total Area Minimal (ATmin)

$$A_{Tmin} = \frac{Q_V}{U_{Vmax}}$$

Maka :

$$A_{Tmin} = \frac{Q_V}{U_{Vmax}}$$

$$= \frac{3.53 \text{ m}^3/\text{s}}{3.87 \text{ m/s}}$$

$$= 0.91 \text{ m}^2$$

Menghitung Diameter Tangki Minimum (Dmin)

$$Dmin = \sqrt{\frac{4 \times A_{Tmin}}{\pi}}$$

Maka :

$$Dmin = \sqrt{\frac{4 \times 0.82}{\pi}}$$

$$= 1.08 \text{ m}$$

$$= 42.4 \text{ in}$$

Diameter tangki dipilih berdasarkan interval 6 in sehingga dipilih I 42 in = 1.07 m

**4. Menentukan Dimensi Separator**Waktu Tinggal (θ)

Berdasarkan Evans, Frank L., "Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, 1 hal. 155 2nd Edition : *surge volume* perlu dirancang agar sesuai dengan ketentuan L/D>3. Maka dirancang, waktu tinggal (θ) = 10 menit = 600 detik

Volume Cairan (VL)

$$VL = \frac{W_L}{\rho L} \times \theta$$

Maka :

$$\begin{aligned} VL &= \frac{2.66}{962.21} \times \theta \\ &= 1.66 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Mengestimasi Vapor-Liquid Nozzle

$$Uv_{\max(\text{nozzle})} = 100\sqrt{\rho_{\text{mix}}}$$

$$A_{T\min} = \frac{Q_v}{Uv_{\max(\text{nozzle})}}$$

$$D_{\text{nozzle}} = \sqrt{\frac{4 \times A_{T\min}}{\pi}}$$

Maka :

$$\rho_{\text{mix}} = 26.56 \text{ lb/ft}^3$$

$$\begin{aligned} Uv_{\max(\text{nozzle})} &= 100\sqrt{26.52} \\ &= 515.40 \text{ ft/s} \\ &= 157.09 \text{ m/s} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A_{T\min} &= \frac{3.53}{157.09} \\ &= 0.022 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} D_{\text{nozzle}} &= \sqrt{\frac{4 \times 0.019}{\pi}} \\ &= 0.1691 \text{ m} \\ &= 6.66 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 11 Kern dipilih IPS 8 dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$Od = 8.625 \text{ in} = 0.1683 \text{ m}$$

$$Id = 7.981 \text{ in} = 0.1541 \text{ m}$$

Menghitung Tinggi Seksi Uap (Hv)

$$Hv = 36 + 0.5 \times OD$$

Maka :

$$\begin{aligned} Hv &= 36 + 0.5 \times 8.625 \\ &= 39.31 \text{ in} \end{aligned}$$

Dikarenakan tinggi uap &lt; Hvmin (48 in), maka tinggi uap digunakan Hvn = 1.22 m

Menghitung Tinggi Seksi Cairan

$$HL = 12\text{in} + 0.5 \times Od$$

$$\begin{aligned} HL &= 12 + 0.5 \times 8.625 \\ &= 96.75 \text{ in} \\ &= 2.46 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Tinggi total (Ht)

$$Ht = Hv + HL$$

Maka :

$$Ht = 1.22 + 2.46$$

$$H_t = 3.68 \text{ m}$$

Mengecek L/D

$$\begin{aligned} L/D &= \frac{3.68}{1.07} \\ &= 3.45 \end{aligned}$$

L/D memenuhi syarat karena  $3 < L/D < 5$

### 5. Tebal Head dan Bottom

Untuk penutup separator dipilih jenis Torispherical. Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada ASME Section VIII Div. I, dimana untuk perencanaan tebal silinder menggunakan Paragraf UG 32.

Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$t_h = \frac{0.885 \times P \times I_{ds}}{f \times E - 0.1 \times P} + C'$$

Dimana :

$t_h$  = Tebal tutup/alas separator (m)

$P$  = Tekanan dalam (psi)

$ID$  = Diameter dalam separator (m)

$f$  = Allowable stress (psi)

$E$  = Efisiensi sambungan

$C'$  = Faktor Korosi (m)

Poperasi = 1.00 atm

Tekanan perancangan

Dirancang : tutup dan alas mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook" Butherfold, London (1997)).

$$\begin{aligned} P_{\text{desain}} &= (100\% + 50\%) \times 1.2 \text{ atm} \\ &= 1.00 \text{ atm} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} P_{\text{gauge}} &= 1.00 - 1 \text{ atm} \\ &= 0.00 \text{ atm} \\ &= 0.03 \text{ psig} \end{aligned}$$

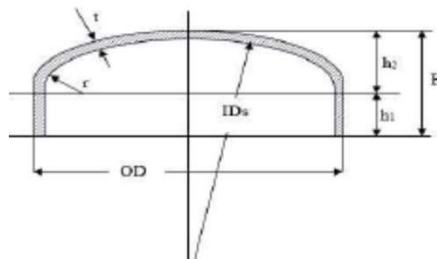
Maka diperoleh tebal tutup/alas reaktor :

$$t_h = \frac{0.885 \times P \times I_{ds}}{f \times E - 0.1 \times P} + 0.00318$$

$$\begin{aligned} t_h &= \frac{0.885 \times 2.77 \times 1.07}{11250 \times 0.8 - 0.1 \times 2.77} + 0.00318 = 0.0036 \text{ m} \\ &= 0.1423 \text{ in} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Dipilih tebal alas/tutup standar (} t_h \text{)} &= 0.1875 \text{ in (Brownell and Young, Hal 87)} \\ &= 0.0048 \text{ m} \end{aligned}$$

### 6. Tinggi Head dan Bottom





V

**Gambar 2.** Penampang Terospherical Heads

Dimana :

h1 = Flange lurus (m)

h2 = Tebal dinding + *Depth of dish* (m)

r = Jari-jari kelengkungan (m)

t = Tebal *shell* (m)

H = Tinggi penutup (m)

Ids = Diameter dalam separator (m)

Ods = Diameter luar separator (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$H = h_1 + h_2$$

$$h_1 \geq 3.5 \times t$$

$$\geq 3.5 \times 0,1875 \text{ in}$$

$$\geq 0.66 \text{ in}$$

Dipilih  $h_1 = 0.70 \text{ in}$ 

$$h_2 \approx 0.2 \times \text{Ids}$$

$$= 0.2 \times 42.00 \text{ in}$$

$$= 8.4 \text{ in}$$

$$H = h_1 + h_2$$

$$= 0.70 + 8.4$$

$$= 9.10 \text{ in}$$

$$= 0.23 \text{ m}$$

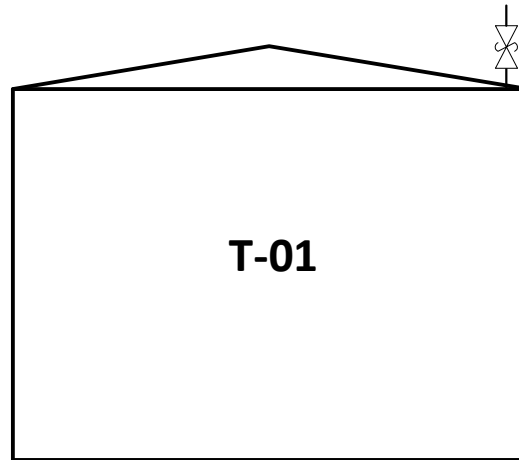
Jadi didapat tinggi tutup/alas sebesar - 0.23 m

**Kesimpulan**

1. Kecepatan volume uap = 3.53 m<sup>3</sup>/s
2. Diameter separator = 1.07 m
3. Tinggi Separator = 3.68 m
4. Tebal *Head* dan *Bottom* = 0.0048 m
5. Tinggi *Head* dan *Bottom* = 0.2311 m
6. Bahan konstruksi = Stainless Steel AISI type 216

**TANGKI PENYIMPANAN ASAM ASETAT  
(T-01)**

- Fungsi** : Menyimpan Asam Asetat pada tekanan 1 atm dan temperatur 30°C dengan waktu tinggal 7 hari.
- Jenis Alat** : Jenis tangki yang dipilih adalah silinder tegak dengan dasar rata (*flat bottom*) dan atap berbentuk *conical roofs*.
- Bahan** : Bahan konstruksi adalah *Stainless Steel AISI type 410*



**Gambar 1.** Tangki Penyimpanan Asam Asetat (T-02)

**1. Kondisi Operasi**

Tekanan = 1 atm  
Suhu = 30 °C = 303 K

**2. Menghitung Kapasitas Tangki**

Untuk memperkecil gangguan terhadap proses produksi dan memperhitungkan pengiriman bahan, maka direncanakan bahan baku asam asetat disimpan untuk jangka waktu 7 hari

**Tabel 1.** Data Komposisi Umpan

Komponen	Massa	Mol
	(kg/jam)	(kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	10.59	0.59
CH <sub>3</sub> COOH	5,286.04	88.03
Total	5,296.63	88.62

Kebutuhan asam asetat selama 7 hari :

$$= 5.296,63 \frac{kg}{jam} \times 7 \text{ hari} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 888,054.18 \text{ kg}$$

Menghitung Densitas Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., “*Chemical Properties Handbook*”(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_l$  = Densitas cairan (g/cm<sup>3</sup>)

T = Temperatur (K)  
 T<sub>c</sub> = Temperatur kritis (K)  
 A, B, n = Konstanta

**Tabel 2.** Data Densitas Cair

T = 303 K

Komponen	xi	A	B	n	T <sub>c</sub>	ρ <sub>i</sub>	ρ <sub>i</sub> · X <sub>i</sub>
							(g/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.002	0.3471	0.274	0.28571	647.13	1.02301	0.00205
CH <sub>3</sub> COOH	0.998	0.35182	0.26954	0.26843	592.71	1.03791	1.03584
Total	1						1.03788

Maka, densitas cairan (ρ<sub>l</sub>) = 1.0379 g/ml  
 1,037.8837 kg/m<sup>3</sup>  
 64.7930 lb/ft<sup>3</sup>

Volume Asam Asetat (V<sub>Asam Asetat</sub>)

$$\begin{aligned} V_{\text{Asam Asetat}} &= \frac{3.805.946,47 \text{ kg}}{1.037,8837 \text{ kg/m}^3} \\ &= 855.64 \text{ m}^3 \\ &= 5,381.81 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Volume Tangki Asam Asetat

Volume tangki dirancang 120 % dari volume asam asetat, sehingga :

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= 120\% \times 5,381.81 \text{ bbl} \\ &= 6,458.17 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Dari Appendix E, Item 1, Brownell, hal. 346 (351), kapasitas tangki yang mendekati dari volume tangki yang diperoleh pada ukuran standar adalah 6.710 bbl.

### 3. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki

Dari Appendix E, Item 1, Brownell & Young, 1979, hal. 346 (351) Untuk tangki dengan kapasitas 6.710 bbl memiliki spesifikasi sebagai berikut :

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= 6,710.00 \text{ bbl} = 1,066.80 \text{ m}^3 \\ \text{Diameter tangki (D)} &= 40 \text{ ft} = 12.19 \text{ m} \\ \text{Tinggi tangki (H)} &= 30 \text{ ft} = 9.14 \text{ m} \\ \text{Jumlah } \textit{course} &= 5 \end{aligned}$$

### 4. Menentukan Tebal Shell

Tebal shell dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$t = \frac{\rho \cdot (H-1) \cdot D \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot f \cdot E} + C$$

Dimana :

t = Tebal *shell* (in)  
 D = Diameter tangki (ft)  
 ρ = Densitas (lb/ft<sup>3</sup>)  
 f = Maximum *allowable stress* (psi)  
 E = Efisiensi sambungan  
 C = Faktor korosi (in)

Digunakan bahan konstruksi *Stainless Steel AISI type 410* yang memiliki :

$$E = 0.8$$

$$C = 0.125 \text{ in}$$

$$f = 70,000 \text{ psi}$$

Maka :

Tebal 1

$$t_1 = \frac{64,793 \cdot (30 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 70000 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.1809 \text{ in}$$

Untuk  $t_1$  dipilih ketebalan standar 0.1875 in (0,0048 m)

Tebal 2

$$t_2 = \frac{64,793 \cdot (24 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 70000 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.1694 \text{ in}$$

Untuk  $t_2$  dipilih ketebalan standar 0.1875 in (0,0048 m)

Tebal 3

$$t_3 = \frac{64,793 \cdot (18 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 11250 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.1578 \text{ in}$$

Untuk  $t_3$  dipilih ketebalan standar 0.1875 in (0,0048 m)

Tebal 4

$$t_4 = \frac{64,793 \cdot (12 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 70000 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.1462 \text{ in}$$

Untuk  $t_4$  dipilih ketebalan standar 0.1875 in (0,0048 m)

Tebal 5

$$t_5 = \frac{64,793 \cdot (6 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 70000 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.1346 \text{ in}$$

Untuk  $t_5$  dipilih ketebalan standar 0.1875 in (0,0048 m)

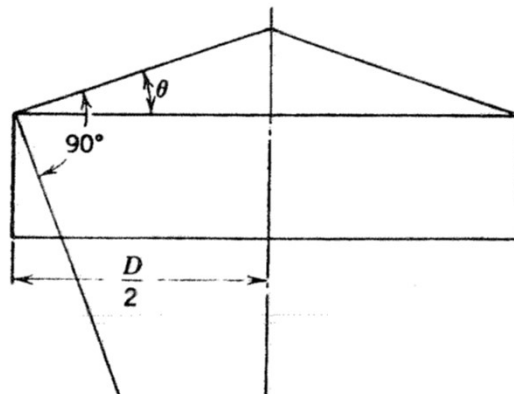
## 5. Menentukan *Head* Tangki

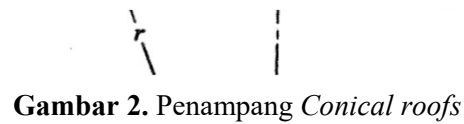
a. Menentukan tebal *Head* Tangki

Untuk penutup menara dipilih jenis *conical roof* karena tangki menyimpan bahan non-volatil pada tekanan operasi atmosferis. Berdasarkan buku Brownell untuk

tebal conical roof = tebal *shell* tangki. Maka tebal *head* = 0.1875 in  
0.0048 m

b. Menentukan tinggi *Head* Tangki





**Gambar 2.** Penampang *Conical roofs*

Dimana :

$\Theta$  = Sudut antara *roof* dg garis horizontal

D = Diameter tangki

r = Jari-jari kelengkungan kerucut

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$\Theta = 10^\circ$$

$$D = 40 \text{ ft}$$

$$H = 0.5D \times \tan\Theta$$

$$= 0.5(40 \text{ ft}) \times \tan(10^\circ)$$

$$= 3.52 \text{ ft} = 1.07 \text{ m}$$

## 6. Menghitung Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

### a. Diameter Pipa Pemasukan

Untuk menghitung diameter optimum pipa masuk tangki asam asetat, digunakan persamaan

15.14 Coulson & Richard, 1989 :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

Dimana :

$D_{opt}$  = Diameter optimum masuk tangki (mm)

G = Kecepatan massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas cair masuk tangki (kg/m<sup>3</sup>)

Diasumsikan waktu pengisian tangki adalah 6 Jam

$$\text{Waktu pengisian} = 6 \text{ jam} = 21600 \text{ s}$$

$$\text{Massa asam asetat} = 888,054.18 \text{ kg}$$

$$G = \frac{888054,18 \text{ kg}}{21600 \text{ s}}$$

$$G = 41.1136 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 1,037.88 \text{ kg/m}^3$$

Maka :

$$D_{opt} = 293 \cdot 41,11^{0,53} \cdot 1037,8837^{-0,37}$$

$$D_{opt} = 160.8070 \text{ mm}$$

$$= 0.1608 \text{ m}$$

$$= 6.3310 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 8 \text{ in}$$

$$\text{Sc. No} = 40$$

$$\text{OD} = 8.63 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 7.98 \text{ in}$$

(Tabel. 11, Kern, 1965)

### b. Diameter Pipa Pengeluaran

Untuk menghitung diameter optimum pipa keluar tangki asam asetat, digunakan persamaan

15.14 Coulson & Richard, 1989 :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$G = 5,296.63 \text{ kg/jam} = 1.4713 \text{ kg/s}$$
$$\rho = 1,037.88 \text{ kg/m}^3$$

Dimana :

Dopt = Diameter optimum masuk tangki (mm)

G = Kecepatan massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas cair masuk tangki ( $\text{kg/m}^3$ )

Maka :

$$D_{opt} = 293 \cdot 1,4713^{0,53} \cdot 1,037,8837^{-0,37}$$

$$D_{opt} = 27.53 \text{ mm}$$

$$= 0.0275 \text{ m}$$

$$= 1.0838 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 1.25 \text{ in}$$

$$\text{Sc. No} = 40$$

$$\text{OD} = 1.66 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1.38 \text{ in}$$

(Tabel. 11, Kern, 1965)

**TANGKI PENYIMPANAN ASAM ASETAT  
(T-01)**

- Fungsi** : Menyimpan Asam Asetat pada tekanan 1 atm dan temperatur 30°C dengan waktu tinggal 7 hari.
- Jenis Alat** : Jenis tangki yang dipilih adalah silinder tegak dengan dasar rata (*flat bottom*) dan atap berbentuk *conical roofs*.
- Bahan** : Bahan konstruksi adalah *Stainless Steel AISI type 410*

**Kondisi Operasi**

Suhu	=	30 °C
Tekanan	=	1 atm

**Dimensi Tangki**

Kapasitas tangki	=	1,066.80 m <sup>3</sup>
Tinggi tangki	=	9.1440 m
Diameter tangki	=	12.1920 m
Jumlah <i>course</i>	=	5

**Tebal *Shell* Tangki**

tebal 1 ( $t_1$ )	=	0.0048 m
tebal 2 ( $t_2$ )	=	0.0048 m
tebal 3 ( $t_3$ )	=	0.0048 m
tebal 4 ( $t_4$ )	=	0.0048 m
tebal 5 ( $t_5$ )	=	0.0048 m

***Head***

Tinggi <i>head</i>	=	1.0743 m
Tebal <i>head</i>	=	0.0048 m

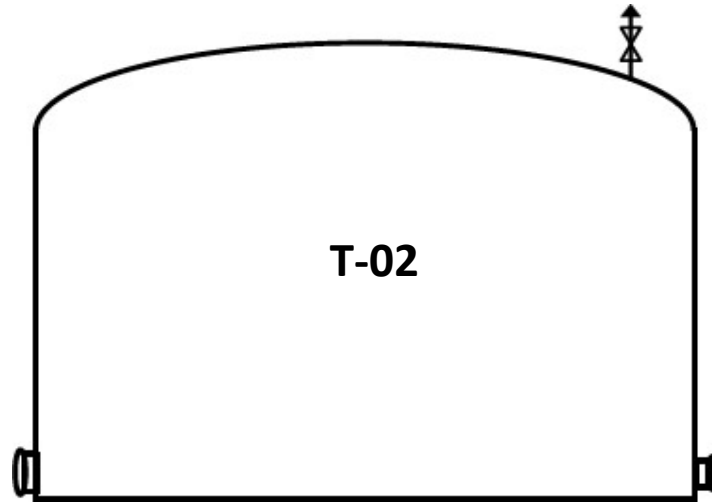
**Pipa Pemasukan dan Pengeluaran**

Diameter pipa pemasukan	=	8.00 in	=	0.2032 m
Diameter pipa pengeluaran	=	1.25 in	=	0.0318 m



**TANGKI PENYIMPANAN VINIL ASETAT  
(T-02)**

- Fungsi** : Menyimpan Vinil Asetat pada tekanan 1 atm dan temperatur 40°C dengan waktu tinggal 7 hari.
- Jenis Alat** : Jenis tangki yang dipilih adalah silinder tegak dengan dasar rata (*flat bottom*) dan atap berbentuk *Torispherical*.
- Bahan** : Bahan konstruksi adalah *Carbon Steel SA – 285 Grade A*



**Gambar 1.** Tangki Penyimpanan Vinil Asetat (T-02)

**1. Kondisi Operasi**

Tekanan = 1 atm  
Suhu = 40 °C = 313 K

**2. Menghitung Kapasitas Tangki**

Untuk memperkecil gangguan terhadap proses produksi, maka direncanakan produk vinil asetat disimpan untuk jangka waktu 7 hari

**Tabel 1.** Data Komposisi Umpan

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)
H <sub>2</sub> O	10.59	0.59
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	7,576.54	88.01
Total	7,587.13	88.60

Jumlah vinil asetat selama 7 hari :

$$= 7.587,13 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 7 \text{ hari} \times \frac{1 \text{ hari}}{24 \text{ jam}}$$

$$= 1,274,637.84 \text{ kg}$$

Menghitung Densitas Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., “*Chemical Properties Handbook*”(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_l$  = Densitas cairan (g/cm<sup>3</sup>)

T = Temperatur (K)  
 Tc = Temperatur kritis (K)  
 A, B, n = Konstanta

**Tabel 2.** Data Densitas Cair

T = 313 K

Komponen	xi	A	B	n	Tc	ρi	ρi . xi
							(g/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.0014	0.3471	0.274	0.28571	647.13	1.01378	0.00142
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.9986	0.3184	0.258	0.2827	524.00	0.90769	0.90642
Total	1						0.90784

Maka, densitas cairan (ρl) = 0.9078 g/ml  
 907.8388 kg/m<sup>3</sup>  
 56.6746 lb/ft<sup>3</sup>

Volume Vinil Asetat (V<sub>Vinil Asetat</sub>)

$$\begin{aligned} V_{\text{Vinil Asetat}} &= \frac{5.462.733,6 \text{ kg}}{907,8388 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,404.0355 \text{ m}^3 \\ &= 8,831.1176 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Volume Tangki Vinil Asetat

Volume tangki dirancang 120 % dari volume vinil asetat, sehingga :

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= 120\% \times 37.847,6469 \text{ bbl} \\ &= 10,597.3411 \text{ bbl} \end{aligned}$$

Dari Appendix E, Item 1, Brownell, hal. 346 (351), kapasitas tangki yang mendekati dari volume tangki yang diperoleh pada ukuran standar adalah 10.740 bbl.

**3. Menentukan Diameter dan Tinggi Tangki**

Dari Appendix E, Item 1, Brownell & Young, 1979, hal. 346 (351) Untuk tangki dengan kapasitas 10.740 bbl memiliki spesifikasi sebagai berikut :

$$\begin{aligned} V_{\text{tangki}} &= 10,740.00 \text{ bbl} = 1,707.52 \text{ m}^3 \\ \text{Diameter tangki (D)} &= 40 \text{ ft} = 12.1920 \text{ m} \\ \text{Tinggi tangki (H)} &= 48 \text{ ft} = 14.6304 \text{ m} \\ \text{Jumlah } course &= 8 \end{aligned}$$

**4. Menentukan Tebal Shell**

Tebal shell dapat dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$t = \frac{\rho \cdot (H-1) \cdot D \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot f \cdot E} + C$$

Dimana :

t = Tebal shell (in)  
 D = Diameter tangki (ft)  
 ρ = Densitas (lb/ft<sup>3</sup>)  
 f = Maximum allowable stress (psi)  
 E = Efisiensi sambungan  
 C = Faktor korosi (in)

Digunakan bahan konstruksi Carbon Steel SA 285 Grade-A yang memiliki :

$$E = 0.8$$

$$C = 0.125 \text{ in}$$

$$f = 70,000 \text{ psi}$$

Maka :

Tebal 1

$$t_1 = \frac{56,6746 \cdot (48 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 11250 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.6183 \text{ in}$$

Untuk  $t_1$  dipilih ketebalan standar 0,625 in (0,0159 m)

Tebal 2

$$t_2 = \frac{56,6746 \cdot (42 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 11250 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.5553 \text{ in}$$

Untuk  $t_2$  dipilih ketebalan standar 0,5625 in (0,0143 m)

Tebal 3

$$t_3 = \frac{56,6746 \cdot (36 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 11250 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.4923 \text{ in}$$

Untuk  $t_3$  dipilih ketebalan standar 0,5 in (0,0127 m)

Tebal 4

$$t_4 = \frac{56,6746 \cdot (30 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 11250 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.4294 \text{ in}$$

Untuk  $t_4$  dipilih ketebalan standar 0,4375 in (0,0111 m)

Tebal 5

$$t_5 = \frac{56,6746 \cdot (24 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 11250 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.3664 \text{ in}$$

Untuk  $t_5$  dipilih ketebalan standar 0,375 in (0,0095 m)

Tebal 6

$$t_6 = \frac{56,6746 \cdot (18 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 11250 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.3034 \text{ in}$$

Untuk  $t_6$  dipilih ketebalan standar 0,3125 in (0,0079 m)

Tebal 7

$$t_7 = \frac{56,6746 \cdot (12 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 11250 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.2404 \text{ in}$$

Untuk  $t_7$  dipilih ketebalan standar 0,25 in (0,0064 m)

Tebal 8

$$t_8 = \frac{56,6746 \cdot (6 - 1) \cdot 40 \cdot 12}{144 \cdot 2 \cdot 11250 \cdot 0,8} + 0,125$$

$$= 0.1775 \text{ in}$$

Untuk  $t_7$  dipilih ketebalan standar 0,25 in (0,0064 m)

## 5. Menentukan *Head* Tangki

a. Menentukan tebal *Head* Tangki

Untuk penutup menara dipilih jenis *Torispherical*. Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada ASME Section VIII Div. I, dimana untuk perencanaan tebal silinder menggunakan Paragraf UG 32. Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{0,885 \cdot P \cdot ID}{f \cdot E - 0,1 P} + C'$$

Dimana :

th = Tebal tutup/alas menara (m)

P = Tekanan dalam (psi)

ID = Diameter dalam tangki (m)

f = *Allowable stress* (psi)

e = Efisiensi sambungan

C' = Faktor Korosi (m)

#### Tekanan perancangan

P operasi = # atm

Dirancang : tutup mampu menahan tekanan sebesar 20% lebih tinggi dari tekanan operasi.

$$\begin{aligned} P \text{ design} &= (100\% + 20\%) \times 1 \text{ atm} \times \frac{101325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}} \\ &= 121,590 \text{ Pa} \\ &= 17.6352 \text{ psi} \end{aligned}$$

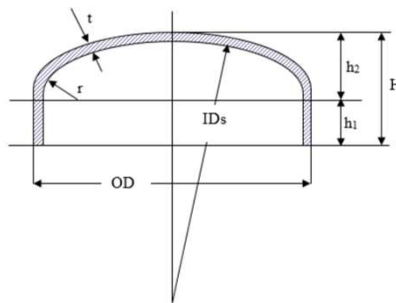
Maka diperoleh tebal tutup/alas menara :

$$\begin{aligned} th &= \frac{0,885 \cdot P \cdot ID}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C' \\ th &= \frac{0,885 \cdot 17,6352 \cdot 27,432}{11250 \cdot 0,8 - 0,1 \cdot 17,6352} + 0,003175 \\ th &= 0,0243 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\text{Dipilih tebal tutup standar (th)} = \begin{matrix} 1 \text{ in} \\ 0.0254 \text{ m} \end{matrix}$$

(Brownell and Young, Hal 87)

#### b. Menentukan tinggi Head Tangki



**Gambar 2.** Penampang *Torispherical Heads*

Dimana :

h<sub>1</sub> = Flange lurus (m)

h<sub>2</sub> = Tebal dinding + *Depth of dish* (m)

r = Jari-jari kelengkungan

t = Tebal *shell* (m)

H = Tinggi penutup (m)

ID<sub>s</sub> = Diameter dalam *shell* (m)

OD = Diameter luar *shell* (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$H = h_1 + h_2$$

$$h_1 \geq 3,5 \times t$$

$$\geq 3,5 \times 2 \text{ in}$$

$$\geq 7 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih } h_1 = 4 \text{ in} = 0.0889 \text{ m}$$

$$h_2 \approx 0,2 \times \text{ID}$$

$$= 0,2 \times 27,432 \text{ m}$$

$$= 2.4384 \text{ m} = 96.0001 \text{ in}$$

$$H = h_1 + h_2$$

$$= 7 \text{ in} + 216,0001 \text{ in}$$

$$= 99.5001 \text{ in} = 2.5273 \text{ m}$$

## 6. Menghitung Diameter Pipa Pemasukan dan Pengeluaran

### a. Diameter Pipa Pemasukan

Untuk menghitung diameter optimum pipa masuk tangki vinil asetat, digunakan persamaan

15.14 Coulson & Richard, 1989 :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

$$G = 7,587.13 \text{ kg/jam} = 2.1075 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 907.8388 \text{ kg/m}^3$$

Dimana :

$D_{opt}$  = Diameter optimum masuk tangki (mm)

$G$  = Kecepatan massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas cair masuk tangki (kg/m<sup>3</sup>)

Maka :

$$D_{opt} = 293 \cdot 2,1075^{0,53} \cdot 907,8388^{-0,37}$$

$$D_{opt} = 34.9949 \text{ mm}$$

$$= 0.0350 \text{ m}$$

$$= 1.3778 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 1.5 \text{ in}$$

$$\text{Sc. No} = 40$$

$$\text{OD} = 1.9 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 1.61 \text{ in}$$

(Tabel. 11, Kern, 1965)

### b. Diameter Pipa Pengeluaran

Untuk menghitung diameter optimum pipa keluar tangki vinil asetat, digunakan persamaan

15.14 Coulson & Richard, 1989 :

$$D_{opt} = 293 G^{0,53} \rho^{-0,37}$$

Dimana :

$D_{opt}$  = Diameter optimum masuk tangki (mm)

$G$  = Kecepatan massa (kg/s)

$\rho$  = Densitas cair masuk tangki (kg/m<sup>3</sup>)

Diasumsikan waktu pengisian tangki adalah 6 Jam

$$\text{Waktu pengeluaran} = 6 \text{ jam} = 21600 \text{ s}$$

$$\text{Massa vinil asetat} = 1,274,637.84 \text{ kg}$$

$$G = \frac{1274637.84 \text{ kg}}{21600 \text{ s}}$$

$$G = 59.0110 \text{ kg/s}$$

$$\rho = 907.8388 \text{ kg/m}^3$$

Maka :

$$D_{opt} = 293 \cdot 59,01^{0,53} \cdot 907,84^{-0,37}$$

$$D_{opt} = 204.6440 \text{ mm}$$

$$= 0.2046 \text{ m}$$

$$= 8.0568 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut :

$$\text{NPS} = 10 \text{ in}$$

$$\text{Sc. No} = 40$$

$$\text{OD} = 10.75 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 10.02 \text{ in}$$

(Tabel. 11, Kern, 1965)

**TANGKI PENYIMPANAN VINIL ASETAT****(T-02)**

- Fungsi** : Menyimpan Vinil Asetat pada tekanan 1 atm dan temperatur 40°C dengan waktu tinggal 7 hari.
- Jenis Alat** : Jenis tangki yang dipilih adalah silinder tegak dengan dasar rata (*flat bottom*) dan atap berbentuk *Torispherical*.
- Bahan** : Bahan konstruksi adalah *Carbon Steel SA – 285 Grade A*

**Kondisi Operasi**

Suhu = 40 °C  
 Tekanan = 1 atm

**Dimensi Tangki**

Kapasitas tangki = 1,707.5235 m<sup>3</sup>  
 Tinggi tangki = 14.6304 m  
 Diameter tangki = 12.1920 m  
 Jumlah *course* = 8

**Tebal *Shell* Tangki**

tebal 1 ( $t_1$ ) = 0.0159 m  
 tebal 2 ( $t_2$ ) = 0.0143 m  
 tebal 3 ( $t_3$ ) = 0.0127 m  
 tebal 4 ( $t_4$ ) = 0.0111 m  
 tebal 5 ( $t_5$ ) = 0.0095 m  
 tebal 6 ( $t_6$ ) = 0.0079 m  
 tebal 7 ( $t_7$ ) = 0.0064 m  
 tebal 8 ( $t_8$ ) = 0.0064 m

***Head***

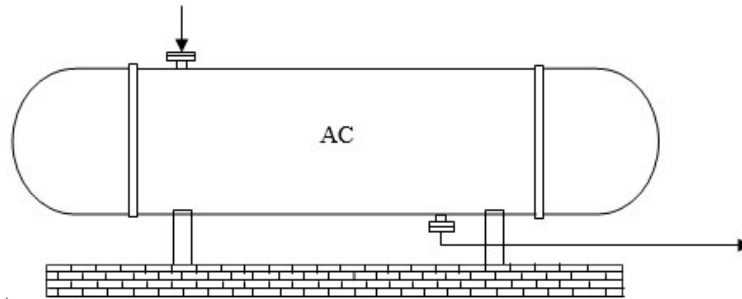
Tinggi *head* = 2.5273 m  
 Tebal *head* = 0.0254 m

**Pipa Pemasukan dan Pengeluaran**

Diameter pipa pemasukan = 1.5 in = 0.0381 m  
 Diameter pipa pengeluaran = 10 in = 0.2540 m

## AKUMULATOR (ACC-01)

**Tugas** : Menampung embunan yang berasal dari CD-01 selama 5 menit dengan laju 7.199,25 kg/jam pada suhu 72,94°C dan tekanan 1,0 atm.  
**Jenis Alat** : Tangki silinder horizontal.



**Gambar 1.** Akumulator

Tekanan operasi = 1 atm  
 Suhu operasi = 72.94 °C = 345.94 K

### 1. Volume Embunan

#### Spesifikasi Umpan Akumulator

Umpan masuk akumulator adalah hasil pengembunan CD-01

Tumpukan = 345.94 K

**Tabel 1.** Data Komposisi Umpan Akumulator

Komponen	BM	Mol	Massa	Fraksi Mol	Fraksi Massa
		(kmol/jam)	(kg/jam)		
H <sub>2</sub> O	18.00	0.02	0.33	0.0002	0.00003
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	86.09	120.23	10350.61	0.9998	0.99997
Total		120.25	10350.94	1	1

Laju umpan massa akumulator sebesar 10,350.94 kg/jam

#### Menghitung Rapat Massa Fase Cair

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook" (1999), McGraw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_L$  = Densitas cairan (g/cm<sup>3</sup>)

T = Temperatur (K)

T<sub>c</sub> = Temperatur kritis (K)

A, B, n = Konstanta

**Tabel 2.** Data Densitas Cair

T = 345.94 K

Komponen	xi	A	B	n	T <sub>c</sub>	ρ <sub>i</sub>	ρ <sub>i</sub> · xi
							(g/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	3.2E-05	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.98252	3.1E-05
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.99997	0.3184	0.258	0.2827	524.00	0.86422	0.86419
Total	1						0.86422



$$\begin{aligned} \text{Maka, densitas cairan } (\rho L) &= 0.8642 \text{ g/cm}^3 \\ &= 864.2204 \text{ kg/m}^3 \\ &= 53.9516 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

#### Menghitung Kecepatan Volumetrik Umpan

Kecepatan volumetrik umpan dihitung dengan persamaan berikut :

$$F_v = \frac{F_m}{\rho}$$

Dimana :

$F_v$  = Kecepatan Volumetrik Umpan Akumulator ( $\text{m}^3/\text{jam}$ )

$F_m$  = Kecepatan Massa Umpan Akumulator ( $\text{kg}/\text{Jam}$ )

Maka :

$$\begin{aligned} F_v &= \frac{10350,94 \text{ kg/jam}}{864,2221 \text{ kg/m}^3} \\ &= 11.9772 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

#### Menghitung Volume Cairan Disimpan

Cairan dirancang akan disimpan didalam akumulator dengan waktu tinggal selama 5 menit ( $\theta = 0,8333 \text{ jam}$ )

Volume cairan disimpan ( $V$ ) dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$V = F_v \times \theta$$

Dimana :

$\theta$  = Waktu tinggal cairan didalam akumulator ( $\text{jam}$ )

Maka :

$$\begin{aligned} V &= 11,9772 \frac{\text{m}^3}{\text{jam}} \times 0,8333 \text{ jam} \\ &= 0.9981 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

## 2. Dimensi Akumulator

#### Menghitung Volume Akumulator

Dirancang faktor keamanan 20 %, sehingga volume tangki didapatkan:

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times 0,9981 \text{ m}^3 \\ &= 1.1977 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

#### Menghitung Diameter Akumulator

Rasio antara panjang : Diameter berkisar antara 3 sampai 5. (Wallas, S.M., "Chemical Process Equipment Selection and Design", 1990, XIII hal. 611).

Dirancang :

$$\text{Rasio } L/D = 3$$

$$L = 3D$$

Sehingga :

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{\pi}{4} D^2 L + \frac{\pi}{12} D^3 \\ &= \frac{\pi}{4} D^2 (3D) + \frac{\pi}{12} D^3 \end{aligned}$$

$$D = \left( \frac{12 V_t}{10 \pi} \right)^{\frac{1}{3}}$$

Dimana :

D = Diameter Akumulator

Maka :

$$\begin{aligned} D &= \left( \frac{12 \cdot 1,1977 \text{ m}^3}{10\pi} \right)^{1/3} \\ &= 0.7707 \text{ m} \\ &= 30.3414 \text{ in} \end{aligned}$$

Berdasarkan Nearest standard pipe size (BS 1600) dipilih diameter standar dengan spesifikasi sebagai berikut :

NPS	=	32 in
OD	=	813 mm
	=	0.813 m
Tebal pipa	=	12.7 mm
	=	0.0127 m
ID	=	787.6 mm
	=	0.7876 m
	=	31.01 in
Sc. No	=	20

#### Menghitung Panjang Akumulator

Karena dirancang rasio  $L/D = 3$  maka :

$$\begin{aligned} L &= 3D \\ &= 3 \times 0,7876 \text{ m} \\ &= 2.3628 \text{ m} \end{aligned}$$

#### Menghitung Volume Terkoreksi

Volume terkoreksi adalah volume aktual dari akumulator yang dirancang.

$$\begin{aligned} V_t &= \frac{\pi}{4} (D)^2 \cdot L + \frac{\pi}{12} (D)^3 \\ &= \frac{\pi}{4} (0,7876 \text{ m})^2 \cdot 2,3628 + \frac{\pi}{12} (0,7876 \text{ m})^3 \\ &= 1.2784 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### 3. Mechanical Design

#### Meghitung Tebal Head dan Bottom

Untuk penutup akumulator dipilih jenis *Torispherical*. Pemilihan jenis tutup dapat dibaca pada ASME Section VIII Div. I, dimana untuk perencanaan tebal silinder menggunakan Paragraf UG 32. Tebal penutup dihitung dengan persamaan:

$$th = \frac{0,885 \cdot P \cdot ID_s}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C'$$

Dimana :

th = Tebal tutup/alas (m)

P = Tekanan dalam (psi)

IDs = Diameter dalam *shell* (m)

$f$  = Allowable stress (psi)

E = Efisiensi sambungan

C' = Faktor Korosi (m)

Bahan yang dipilih : Carbon Steel SA – 285 Grade A.

Ukuran :

a. Diameter dalam (IDs) = 0.7876 m

b. Tekanan dalam *shell*

P operasi = 1 atm

Dirancang : *Shell* mampu menahan tekanan sebesar 50% lebih tinggi dari tekanan operasi (Meggyessy, "Pressure vessel handbook" Butterfold, London (1999))

P design =  $(100\% + 50\%) \times 1 \text{ atm} \times \frac{101.325 \text{ Pa}}{1 \text{ atm}}$

= 151,988 Pa

= 22.0440 psi

c. Nilai *maximum allowable stress* ( $f$ ) bahan-bahan :

Carbon Steel SA – 285 Grade A untuk T -20 s/d 650°F = 11.250 psi (Tabel 13.1 Brownell & Young, 1959)

d. Jenis sambungan yang digunakan adalah *double welded butt-joint* Maka nilai maksimum efisiensi sambungan  $\rightarrow E = 0,8$  (Tabel 13.2 Brownell & Young, 1959)

e. Faktor korosi untuk bahan non korosif

C' = 0.125 in

= 0.0032 m

Maka diperoleh tebal tutup/alas menara :

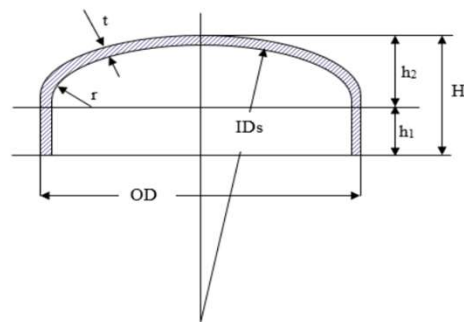
$$\begin{aligned} th &= \frac{0,885 \cdot P \cdot IDs}{f \cdot E - 0,1 \cdot P} + C' \\ &= \frac{0,885 \cdot 22,044 \cdot 0,7876}{11250 \cdot 0,8 - 0,1 \cdot 22,044} + 0,0032 \\ &= 0.0049 \text{ m} \\ &= 0.1922 \text{ in} \end{aligned}$$

Dipilih tebal alas/tutup standar (th) = 0.2000 in

= 0.0051 m

(Brownell and Young, Hal 87)

Menghitung Tinggi Head dan Bottom



**Gambar 2.** Penampang *Torispherical Heads*

Dimana :

$h_1$  = Flange lurus (m)

$h_2$  = Tebal dinding + *Depth of dish* (m)

$r$  = Jari-jari kelengkungan

$t$  = Tebal *shell* (m)

$H$  = Tinggi penutup (m)

$ID_s$  = Diameter dalam *shell* (m)

$OD$  = Diameter luar *shell* (m)

Tinggi penutup dihitung dengan persamaan:

$$H = h_1 + h_2$$

$$h_1 \geq 3,5 \times t$$

$$\geq 3,5 \times 0,2 \text{ in}$$

$$\geq 0.7000 \text{ in}$$

$$\text{Dipilih } h_1 = 0.7 \text{ in} = 0.0178 \text{ m}$$

$$h_2 \approx 0,2 \times ID$$

$$= 0,2 \times 31,01 \text{ in}$$

$$= 6.2016 \text{ in} = 0.1575 \text{ m}$$

$$H = h_1 + h_2$$

$$= 0,7 \text{ in} + 6,2016 \text{ in}$$

$$= 6.9016 \text{ in} = 0.1753 \text{ m}$$

Jadi didapat tinggi tutup/alas sebesar 0.1753 meter.

**AKUMULATOR  
(ACC-01)**

- Tugas** : Menampung embunan yang berasal dari CD-01 selama 5 menit dengan laju 7.199,25 kg/jam pada suhu 72,94°C dan tekanan 1,0 atm.
- Jenis Alat** : Tangki silinder horizontal.
- Bahan** : *Carbon Steel SA – 285 Grade A*

**Kondisi Operasi :**

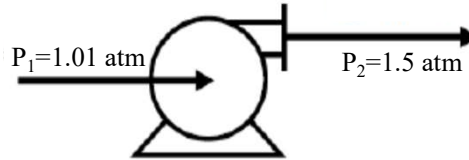
Suhu = 72.94 °C = 345.94 K  
Tekanan = 1 atm

**Spesifikasi :**

Volume cairan = 0.9981 m<sup>3</sup>  
Volume tangki = 1.1977 m<sup>3</sup>  
Diameter tangki = 0.7876 m  
Panjang tangki = 2.3628 m  
Tebal *shell* = 0.0127 m  
Tebal *head* = 0.0051 m  
Tinggi *head* = 0.1753 m  
Jumlah = 1

## BLOWER (BL-01)

**Tugas** : Mengalirkan gas keluar Separator (SP-02) menuju Heater (HE-04) dengan laju alir set 10.577,87 Kg/Jam  
**Jenis alat** : Blower Radial



**Gambar 1.** Sistem Blower (BL-01)

### Data Fluida

Suhu = 59.34 °C = 332.34 K

Tekanan = 1.00 atm

Tabel 1. Data komponen yang dialirkan Blower (BL-01)

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol
H <sub>2</sub>	2.02	42.31	20.99	0.0493
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26.04	10,535.56	404.59	0.9507
Total		10,577.87	425.58	1.00

### 1. Kapasitas Blower

Menghitung Densitas Gas

Didekati dengan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{B_{\text{mavg}} \times P}{R \times T}$$

Dimana :

$\rho_g$  = Rapat massa fase uap (gr/L)

$B_{\text{mavg}}$  = Berat molekul campuran uap (gr/mol)

$P$  = Tekanan total

$R$  = Konstanta gas ideal (0,0821 atm.L/mol.K)

$T$  = Suhu operasi (K)

Maka, rapat massa fase uap :

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{1.00 \times 24.86}{0.082 \times 332.34} \\ &= 0.91 \text{ gr/l} \\ &= 0.91 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Maka, Volume fluida yang diblower (QL) :

$$\begin{aligned} QL &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ QL &= \frac{10,577.87}{0.91} \\ &= 11,584.41 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

$$= 193.07 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 3.22 \text{ m}^3/\text{s}$$

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 3.22 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 0.91 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$D_{opt} = 0.363 \times 3.22^{0.45} \times 0.91^{0.13}$$

$$= 0.61 \text{ m}$$

$$= 23.90 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$\text{NPS} = 24.00 \text{ in}$$

$$\text{Sc.no} = 20$$

$$\text{OD} = 24.00 \text{ in} = 0.6096 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 23.25 \text{ in} = 0.5906 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 425.00 \text{ in}^2 = 0.2742 \text{ m}^2$$

## 3. Head Blower

### a. Kecepatan Linier

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut :

$$V_{lin} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$V_{lin} = \frac{11,584.41}{0.2742}$$

$$= 42,249.12 \text{ m/jam}$$

$$= 11.74 \text{ m/s}$$

### b. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., "Chemical Properties Handbook" (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = A + B.T + CT^2$$

Dengan:

$$A, B, C = \text{Konstanta}$$

$$\mu = \text{Viskositas fase gas } (\mu\text{p})$$

$$T = \text{Temperatur (K)}$$

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub>	27.758	0.2120	-3.28E-05
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	-11.557	0.4236	-1.42E-04

Tabel 2. Data Viskositas Gas

Komponen	BM	$x_i$	$\mu_i$	$x_i \cdot \mu_i$
H <sub>2</sub>	2.02	0.0493	94.59	4.67
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26.04	0.9507	113.57	107.96
Total				112.63

$$\begin{aligned} \text{Maka diperoleh viskositas gas fluida} &= 112.63 \text{ } \mu\text{P} \\ &= 0.0113 \text{ cP} \\ &= 0.0405 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho g \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.91 \times 0.61 \times 42,249}{0.0405} \\ &= 561,877.09 \end{aligned}$$

d. Rapat berat

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho g \times g \\ &= 8.95 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

e. Head Blower

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} \\ P_2 &= 1.5 \text{ atm} \\ \Delta P &= 0.5 \text{ atm} = 0.50 \text{ bar} \\ &= 0.50 \text{ bar} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} \\ &= 50421.62 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Dihitung dengan Persamaan :

$$H = \frac{\Delta P}{\gamma}$$

Dengan :

H = Head Blower (m)

$\Delta P$  = Beda tekanan (N/m<sup>2</sup>)

Maka :

$$\begin{aligned} H &= \frac{50421.62}{8.95} \\ &= 5,634.65 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 4. Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7 , Sularso dan Tahara Haruo, “Pompa dan Kompresor”, PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

H = Head blower (m)

n = Kecepatan putar (rpm)

ns = Kecepatan spesifik



QL = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 1500 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

n = 1425 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$ns = \frac{1425\sqrt{192.42}}{5576.98^{0.75}}$$

$$= 30.45$$

Bilangan Putar ( $\sigma_c$ )

$$\sigma_c = \frac{ns}{157.8}$$

Maka :

$$\sigma_c = \frac{30.45}{157.8}$$

$$= 0.19294$$

Sehingga jenis blower yang digunakan adalah bentuk roda radial.

**5. Daya Gas (Wgas)**

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W_{gas} = -Q_g \times \gamma \times H$$

Dimana :

H = Head blower (m)

Q<sub>g</sub> = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/s)

W<sub>gas</sub> = Daya gas (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

Maka :

$$W_{gas} = -3.22 \times 8.95 \times 5,634.65$$

$$= ##### \text{ Watt}$$

$$= -217.58 \text{ HP}$$

(tanda minus (-) menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar)

Efisiensi Blower

Dari Tabel. 2, Jurnal Teknologi Pengelolaan Limbah (Journal of Waste Management Technology), ISSN 1410-9565 Volume 15 Nomor 1, 2012, hal. 45 didapatkan efisiensi blower jenis radial ( $\eta$ ) = (

Maka, daya gerak blower :

$$W_{blower} = \frac{W_{gas}}{\eta}$$

$$= \frac{-217.58}{0.72}$$

$$= 302.20 \text{ HP}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 300 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

**BLOWER  
(BL-01)**

**Tugas** : Mengalirkan gas keluar Separator (SP-02) menuju Heater (HE-04) dengan laju alir set  
10.577,87 Kg/Jam

**Jenis alat** : Blower Radial

**Data Fluida**

Suhu = 59.34 °C

$P_1$  = 1.00 atm

$P_2$  = 1.50 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 24.00 in

OD = 24.00 in

ID = 23.25 in

**Spesifikasi Blower**

Kapasitas blower = 11584.4 m<sup>3</sup>/jam

Head blower = 5,634.65 m

Kecepatan putar = 1,425 rpm

Motor standard = 300 HP

besar

iraw

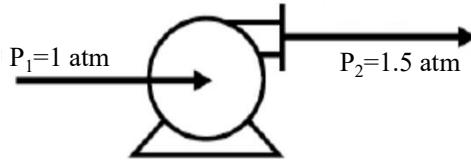


),72

besar

## BLOWER (BL-02)

**Tugas** : Menaikkan tekanan bahan baku asetilen sampai 1.5 atm dengan laju alir sebesar 3.802,83 Kg/Jam  
**Jenis alat** : Blower Radial



**Gambar 1.** Sistem Blower (BL-02)

### Data Fluida

Suhu = 30.00 °C = 303.00 K

Tekanan = 1.00 atm

Tabel 1. Data komponen yang dialirkan Blower (BL-01)

Komponen	BM	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi Mol
H <sub>2</sub>	2.02	15.21	7.55	0.0493
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26.04	3,787.62	145.45	0.9507
Total		3,802.83	153.00	1.00

### 1. Kapasitas Blower

Menghitung Densitas Gas

Didekati dengan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{B_{mavg} \times P}{R \times T}$$

Dimana :

$\rho_g$  = Rapat massa fase uap (gr/L)

$B_{mavg}$  = Berat molekul campuran uap (gr/mol)

$P$  = Tekanan total

$R$  = Konstanta gas ideal (0,0821 atm.L/mol.K)

$T$  = Suhu operasi (K)

Maka, rapat massa fase uap :

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{1.00 \times 24.86}{0.082 \times 303.00} \\ &= 1.00 \text{ gr/l} \\ &= 1.00 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Maka, Volume fluida yang diblower (QL) :

$$\begin{aligned} QL &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ QL &= \frac{3,802.83}{1.00} \\ &= 3,806.07 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$



$$= 63.43 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 1.06 \text{ m}^3/\text{s}$$

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 1.06 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1.00 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$D_{opt} = 0.363 \times 1.06 \times 1$$

$$= 0.37 \text{ m}$$

$$= 14.65 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$\text{NPS} = 16.00 \text{ in}$$

$$\text{Sc.no} = 30$$

$$\text{OD} = 16.00 \text{ in} = 0.4064 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 15.25 \text{ in} = 0.3874 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 183.00 \text{ in}^2 = 0.1181 \text{ m}^2$$

## 3. Head Blower

### a. Kecepatan Linier

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut :

$$V_{lin} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$V_{lin} = \frac{3,806.07}{0.1181}$$

$$= 32,237.24 \text{ m/jam}$$

$$= 8.95 \text{ m/s}$$

### b. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., "Chemical Properties Handbook" (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = A + B.T + CT^2$$

Dengan:

A, B, C = Konstanta

$\mu$  = Viskositas fase gas ( $\mu\text{p}$ )

T = Temperatur (K)

Komponen	A	B	C
H <sub>2</sub>	27.758	0.2120	-3.28E-05
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	-11.557	0.4236	-1.42E-04

Tabel 2. Data Viskositas Gas

Komponen	BM	$x_i$	$\mu_i$	$x_i \cdot \mu_i$
H <sub>2</sub>	2.02	0.0493	88.98	4.39
C <sub>2</sub> H <sub>2</sub>	26.04	0.9507	103.78	98.66
Total				103.05

$$\begin{aligned} \text{Maka diperoleh viskositas gas fluida} &= 103.05 \text{ } \mu\text{P} \\ &= 0.0103 \text{ cP} \\ &= 0.0371 \text{ kg/m.jam} \end{aligned}$$

c. Bilangan Reynold

$$\text{Re} = \frac{\rho g \times \text{ID} \times V_{\text{lin}}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \text{Re} &= \frac{1.00 \times 0.41 \times 32,237}{0.0371} \\ &= 336,308.14 \end{aligned}$$

d. Rapat berat

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho g \times g \\ &= 9.79 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

e. Head Blower

$$\begin{aligned} P_1 &= 1 \text{ atm} \\ P_2 &= 1.5 \text{ atm} \\ \Delta P &= 0.5 \text{ atm} = 0.51 \text{ bar} \\ &= 0.51 \text{ bar} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}} \\ &= 50662.50 \text{ N/m}^2 \end{aligned}$$

Dihitung dengan Persamaan :

$$H = \frac{\Delta P}{\gamma}$$

Dengan :

H = Head Blower (m)

$\Delta P$  = Beda tekanan (N/m<sup>2</sup>)

Maka :

$$\begin{aligned} H &= \frac{50662.50}{9.79} \\ &= 5,174.04 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 4. Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7 , Sularso dan Tahara Haruo, “Pompa dan Kompresor”, PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$n_s = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

H = Head blower (m)

n = Kecepatan putar (rpm)

$n_s$  = Kecepatan spesifik

QL = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 1500 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

n = 1425 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$ns = \frac{1425\sqrt{192.42}}{5576.98^{0.75}}$$

$$= 18.60$$

Bilangan Putar ( $\sigma_c$ )

$$\sigma_c = \frac{ns}{157.8}$$

Maka :

$$\sigma_c = \frac{18.60}{157.8}$$

$$= 0.1179$$

Sehingga jenis blower yang digunakan adalah bentuk roda radial.

### 5. Daya Gas (Wgas)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W_{gas} = -Q_g \times \gamma \times H$$

Dimana :

H = Head blower (m)

Q<sub>g</sub> = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/s)

W<sub>gas</sub> = Daya gas (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

Maka :

$$W_{gas} = -1.06 \times 9.79 \times 5,174.04$$

$$= -53,562.45 \text{ Watt}$$

$$= -71.83 \text{ HP}$$

(tanda minus (-) menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar)

Efisiensi Blower

Dari Tabel. 2, Jurnal Teknologi Pengelolaan Limbah (Journal of Waste Management Technology), ISSN 1410-9565 Volume 15 Nomor 1, 2012, hal. 45 didapatkan efisiensi blower jenis radial ( $\eta$ ) = (

Maka, daya gerak blower :

$$W_{blower} = \frac{W_{gas}}{\eta}$$

$$= \frac{-71.83}{0.72}$$

$$= 99.76 \text{ HP}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 100 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

**BLOWER  
(BL-02)**

**Tugas** : Menaikkan tekanan bahan baku asetilen sampai 1,5 atm dengan laju alir sebesar 3.802,83 Kg/Jam

**Jenis alat** : Blower Radial

**Data Fluida**

Suhu = 30.00 °C

$P_1$  = 1.00 atm

$P_2$  = 1.50 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 16.00 in

OD = 16.00 in

ID = 15.25 in

**Spesifikasi Blower**

Kapasitas blower = 3806.1 m<sup>3</sup>/jam

Head blower = 5,174.04 m

Kecepatan putar = 1,425 rpm

Motor standard = 100 HP



iraw



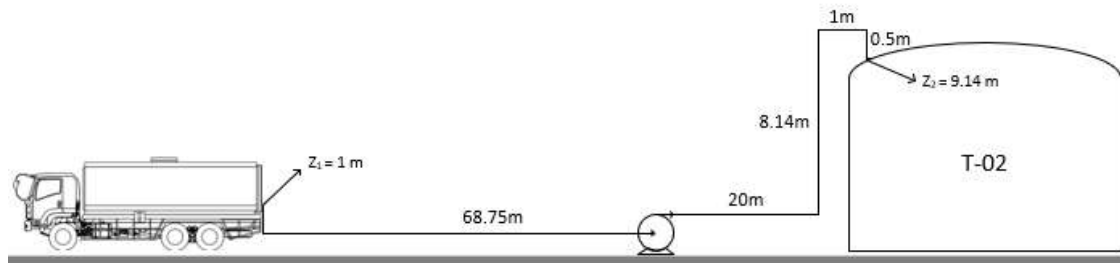
),72



## POMPA (P-01)

**Tugas** : Memompa bahan baku dari mobil tangki kapasitas 32.000L ke tangki bahan baku (T-0

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal



**Gambar 1.** Sistem pompa (P-01)

### Informasi penunjang:

**Bidang datum** = Permukaan tanah ( $Z = 0$  m)

**Titik 1** = Pipa keluaran tangki mobil bahan baku

$$P_1 = 1 \text{ atm} = 1.01 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

$$V_1 = 1.91 \text{ m/s}$$

**Titik 2** = Pipa masukan tangki bahan baku (T-01)

$$P_2 = 1 \text{ atm} = 1.01 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 9.14 \text{ m}$$

### Data Fluida

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

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

### 1. Kapasitas Pompa

$$\text{Kapasitas mobil tangki} = 32,000 \text{ L}$$

$$\text{Jumlah mobil tangki} = \frac{855,639.4}{32,000} = 27 \text{ mobil tangki}$$

Dalam mengisi tangki, mobil yang digunakan sebanyak 3 unit mobil tangki dengan waktu 24 jam (1 shift). Waktu yang diperlukan untuk pengisian tangki dari mobil tangki = 15 menit, sehingga untuk 3 unit mobil yang digunakan memerlukan waktu 45 menit.

Dalam 1 shift pengiriman banyaknya bahan baku yang dikirim adalah:

$$V_{\text{bahanbaku}} = 3 \text{ unit mobil} \times 32.000 \text{ L/unitmobil}$$

$$= 96000 \text{ L}$$

$$QL = \frac{96000}{45}$$

$$= 2133.33 \text{ L/menit}$$

$$= 2.13 \text{ m}^3/\text{menit}$$

$$= 0.0356 \text{ m}^3/\text{s}$$

Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_L$  = Densitas cairan (gr/cm<sup>3</sup>)

T = Temperatur (K)

T<sub>c</sub> = Temperatur kritis (K)

A, B, n = Konstanta

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>	x <sub>i</sub>	ρ <sub>i</sub>	x <sub>i</sub> .ρ <sub>i</sub> (gr/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.007	1.02	0.00716
CH <sub>3</sub> COOH	0.35182	0.26954	0.26843	592.71	0.993	1.04	1.03065
					1.00		1.03781

Maka, densitas cairan (ρ<sub>L</sub>) adalah : 1.04 gr/ml  
 = 1037.8 kg/m<sup>3</sup>  
 = 64.79 lb/ft<sup>3</sup>

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 0.0356 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1,037.8 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$D_{opt} = 0.363 \times 0.0356^{0.45} \times 1037.81^{0.13}$$

$$= 0.20 \text{ m}$$

$$= 7.85 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$\text{NPS} = 8.00 \text{ in}$$

$$\text{Sc.no} = 40$$

$$\text{OD} = 8.63 \text{ in} = 0.2191 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 7.98 \text{ in} = 0.2027 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 28.90 \text{ in}^2 = 0.0186 \text{ m}^2$$

## 3. Head Pompa

### a. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa *Steel Commercial*.

Berdasarkan Tabel. 6.1, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, Frank M. White, 1997.

Maka, diperoleh kekerasan pipa  $\epsilon = 0.00015 \text{ ft}$

$$= 4.6\text{E-}05 \text{ m}$$

Material	Condition	ε		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
	Riveted	0.01	3.0	± 70
Iron	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

## b. Kekerasan Relatif

Berdasarkan data diatas, diperoleh kekerasan relatif :

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0.000046}{0.2027}$$

$$= 0.0002$$

## c. Kecepatan Linear

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{lin} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$V_{lin} = \frac{0.0356}{0.0186}$$

$$= 1.91 \text{ m/jam}$$

## d. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., “Chemical Properties Handbook” (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = 10^{(A + B/T + C.T + D.T^2)}$$

Dengan:

A, B, C, D = Konstanta

μ = Viskositas fase cair (cP)

T = Temperatur (K)

Tabel 3. Data Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D	xi	μi	xi.μi
H <sub>2</sub> O	-10.22	1792.5	0.0177	-1.E-05	0.007	0.82	0.00572
CH <sub>3</sub> COOH	-3.89	784.82	0.0067	-8.E-06	0.993	1.08	1.07

$$\begin{aligned} \text{Maka diperoleh viskositas fluida} &= 1.08 \text{ cP} \\ &= 3.87 \text{ kg/m.jam} \\ &= 0.0011 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho L \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$Re = \frac{1,037.8 \times 0.2027 \times 1.91}{0.0011}$$

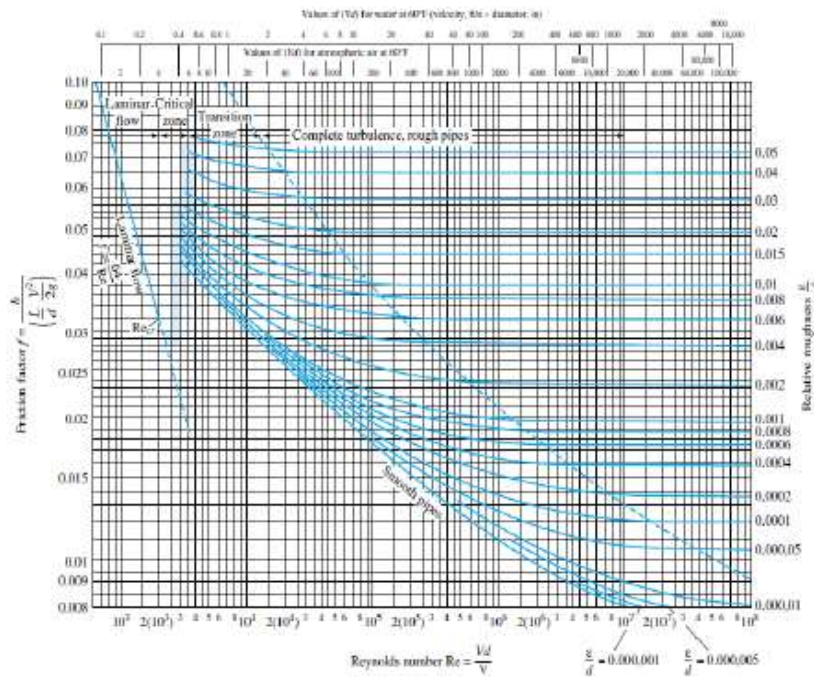
$$= 372,949.94$$

f. Head Karena Friksi

Faktor Friksi Darcy

Diperoleh dari Fig. 6.13, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, White ,F.M., 1997 Diperoleh nilai fricti

factor (f) = 0.020

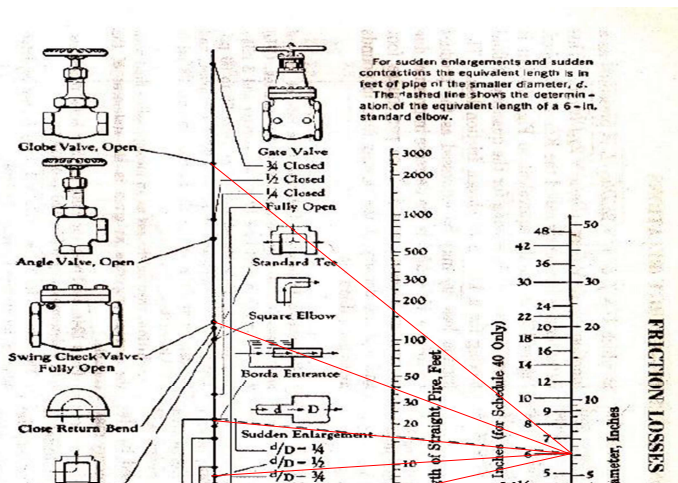


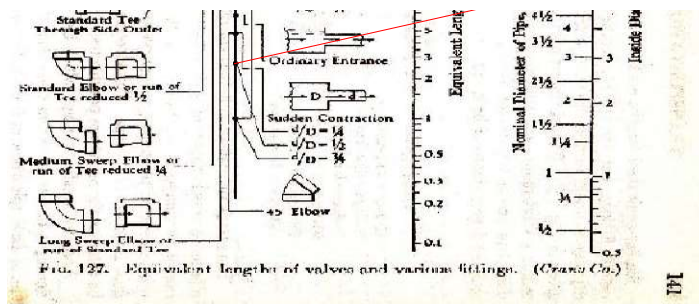
Panjang Pipa

Panjang pipa lurus = 99.4 m

Panjang Ekuivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :





Perihal	Le (ft)	Jumlah	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Standard elbow	11.00	9	99.00	30.18
Globe valve	160.00	1	160.00	48.77
Swing check valve	45.00	1	45.00	13.72
Sudden contraction	5.50	1	5.50	1.68
Sudden enlargement	11.00	1	11.00	3.35
<b>Total</b>			320.50	97.69

Diperoleh Le = 97.7 m

Head Karena Friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach:

$$h_f = \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

Data-data yang ada dimasukan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$h_f = \frac{0.02 \times (99.4+97.7) \times 1.91^2}{2 \times 9.8 \times 0.2027}$$

$$= 3.61 \text{ m}$$

g. Rapat Berat (Weight Density)

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\gamma = \rho g \times g$$

$$= 10,170.53 \text{ N/m}^3$$

h. Head Pompa

Dihitung dengan Persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V \text{lin}1^2}{2.g} + H \text{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V \text{lin}2^2}{2.g}$$

Dengan :

- g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)
- hf = Head karena friksi (m)
- Z<sub>1</sub> = Elevasi titik 1 (m)
- Z<sub>2</sub> = Elevasi titik 2 (m)
- Hman = Head pompa (m)
- P<sub>1</sub> = Tekanan pada titik 1 (Pa)
- P<sub>2</sub> = Tekanan pada titik 2 (Pa)
- V<sub>1</sub> = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)
- V<sub>2</sub> = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Head Beda Tekanan

$$P_1 = 1.01 \text{ bar}$$

$$P_2 = 1.01 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 0.00 \text{ bar}$$

Maka, head beda tekanan = 0.00 m

Head Potensial

$$\begin{aligned} Z_2 - Z_1 &= 9.14 - 1 \\ &= 8.14 \text{ m} \end{aligned}$$

Head Kinetik

$$\frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2 \cdot g} = \frac{1.91^2 - 1.91^2}{2 \times 9.8} = 0.00 \text{ m}$$

Maka, head pompa :

$$\begin{aligned} H_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2 \cdot g} + h_f \\ H_{man} &= 0.00 + 8.14 + 0.00 + 3.61 \\ &= 11.75 \text{ m} \end{aligned}$$

**4. Kecepatan Spesifik**

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

H = Head blower (m)

n = Kecepatan putar (rpm)

ns = Kecepatan spesifik

QL = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 3,000 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

n = 2,850 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$\begin{aligned} ns &= \frac{2850\sqrt{1.067}}{11.75^{0.75}} \\ &= 656.02 \end{aligned}$$

**5. Daya Gerak Pompa**

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times H_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Effisiensi pompa

H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

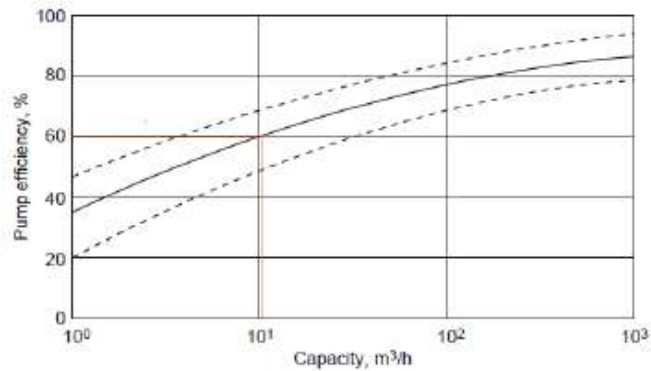
QL = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/s)

$W$  = Daya penggerak poros (Watt)

$\gamma$  = Rapat berat ( $N/m^3$ )

### Efisiensi Pompa

Dari Fig. 10. 63, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Des: Elsevier San Diego, 2008, hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

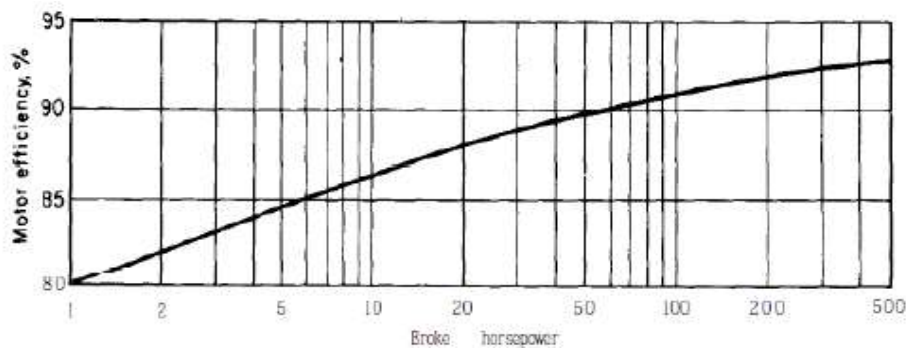
Diperoleh, efisiensi pompa (efp) = 0.5

Maka, daya gerak pompa :

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0.0356 \times 10,170.53 \times 11.7}{0.5} \\ &= 8,496.23 \text{ Watt} \\ &= 11.39 \text{ HP} \end{aligned}$$

### 6. Motor Standar

Dari Fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991), halaman 521,



Diperoleh efisiensi motor = 0.86

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{11.4}{0.86} \\ &= 13.2 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 15 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

### 7. Net Positive Suction Head ( NPSH)

a. NPSH yang tersedia

Dari pers. 2.29, "Pompa dan Kompresor", Sularso, 2000, hal. 44 :

$$NPSH = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head isap Statis pada Daerah Hisap ( $h_s$ )

$h_s = 0$  (karena pompa dengan cairan yang dihisap sama tinggi)

Menentukan Head Friski pada Daerah Hisap ( $h_{fl}$ )

- Panjang Pipa Lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah = 68.8 m

- Panjang Ekuivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
Standard elbow	11.00	4	44.00	13.41
Globe valve	160.00	0	0.00	0.00
Swing check valve	45.00	0	0.00	0.00
Sudden contraction	5.50	1	5.50	1.68
Sudden enlargement	11.00	0	0.00	0.00
<b>Total</b>			49.50	15.09

Diperoleh  $Le = 15.1$  m

Maka, Head Karena Friski Pada Daerah Hisap :

$$\begin{aligned} h_{fl} &= \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0.02 \times (68.8+15.1) \times 1.91^2}{2 \times 9.8 \times 0.2027} \\ &= 1.53 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Uap Fluida

Persamaan dan data diperoleh dari yaws, C, L,, "Chemicak Properties handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\text{Log}(P^\circ) = A + B/T + C.\text{Log}(T) + D.T + E.T^2$$

Dimana :

$P^\circ$  = Tekanan uap (mmHg)

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

T = Suhu (K)

Tabel 4. Data Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29.86	-3152.2	-7.3037	2.425E-09	1.809E-06
CH <sub>3</sub> COOH	28.38	-2973.4	-7.032	-1.51E-09	2.181E-06

Komponen	$y_i$	$P_o$	$y_i.P_o$
H <sub>2</sub> O	0.007	31.59	0.22
CH <sub>3</sub> COOH	0.993	20.58	20.44
	1.00		20.66

Diperoleh tekanan uap fluida = 20.66 mmHg  
 = 0.0272 atm  
 = 0.0275 bar

$P_1 = 1.01$  bar

$P_{uap} = 0.03$  bar

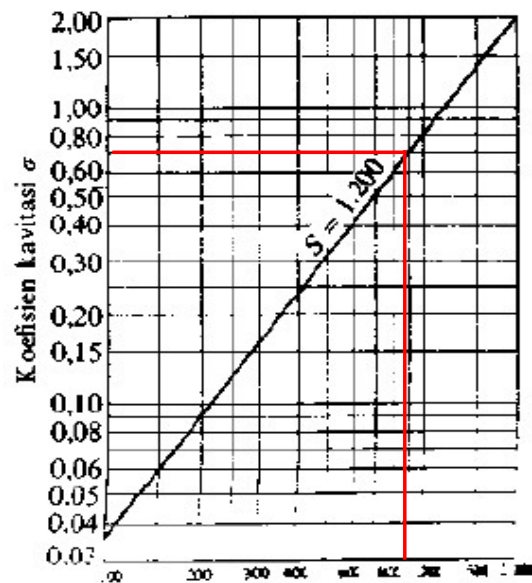


$$\Delta P = 0.99 \text{ bar} = 98575.65 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH} &= \frac{98575.65}{10,170.53} + 0 - 0.02 \\ &= 9.16 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan

Dari Gambar. 2.20, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 46,



diperoleh  $\sigma = 0.70$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0.70 \times 9.16 \\ &= 6.41 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang memenuhi syarat.

**POMPA  
(P-01)**

**Tugas** : Memompa bahan baku dari mobil tangki kapasitas 32.000L ke tangki bahan baku (T-0)

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal

**Data Fluida**

Suhu = 30 °C

$P_1$  = 1 atm

$P_2$  = 1 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 8.00 in

OD = 8.63 in

ID = 7.98 in

**Spesifikasi Pompa**

Kapasitas pompa = 128.00 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 11.75 m

Kecepatan putar = 2850 rpm

Motor standard = 15.00 HP

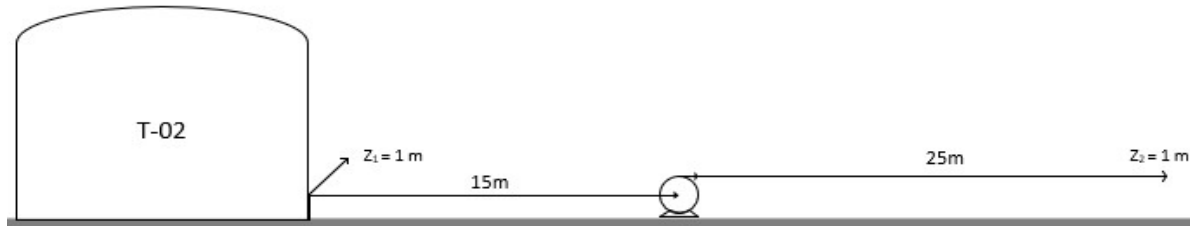
**NPSH**

NPSH yang tersedia = 9.16 m

NPSH yang diperlukan = 6.41 m

## POMPA (P-02)

**Tugas** : Memompa bahan baku asam asetat dari tangki penyimpanan (T-01) menuju suhu campuran 1 (Tmix-01) dengan laju alir 5296.63 kg/jam  
**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal



**Gambar 1.** Sistem pompa (P-02)

### Informasi penunjang:

**Bidang datum** = Permukaan tanah ( $Z = 0$  m)

**Titik 1** = Tinggi cairan pada tangki asam asetat (T-01)

$P_1$  = 1 atm = 1.01 bar

$Z_1$  = 1 m

$V_1$  = 0.66 m/s

**Titik 2** = Ujung pipa masukan suhu campuran 1 (Tmix-01)

$P_2$  = 1.45 atm = 1.47 bar

$Z_2$  = 1 m

### Data Fluida

Suhu = 30 °C = 303 K

Tekanan = 1 atm

### Data fluida masuk

Tabel 1. Data komponen yang dipompakan menuju suhu campuran 1 (Tmix-01)

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi Massa	Fraksi Mol
H <sub>2</sub> O	10.59	0.59	0.002	0.0066
CH <sub>3</sub> COOH	5,286.04	88.03	0.998	0.9934
Total	5,296.63	88.62	1.00	1.00

### 1. Kapasitas Pompa

#### Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_L$  = Densitas cairan (gr/cm<sup>3</sup>)

T = Temperatur (K)

T<sub>c</sub> = Temperatur kritis (K)

A, B, n = Konstanta

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	Tc	xi	$\rho_i$	$x_i \cdot \rho_i$ (gr/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.0066	1.02	0.00679
CH <sub>3</sub> COOH	0.35182	0.26954	0.26843	592.71	0.9934	1.04	1.03102
					1.00		1.03781

$$\begin{aligned} \text{Maka, densitas cairan } (\rho_L) \text{ adalah} &= 1.04 \text{ gr/ml} \\ &= 1037.8 \text{ kg/m}^3 \\ &= 64.79 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Maka, Volume fluida yang dipompa (QL) :

$$\begin{aligned} QL &= \frac{\text{Laju Massa}}{\text{Densitas}} \\ QL &= \frac{5296.6}{1037.8} \\ &= 5.10 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.0014 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 0.0014 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1037.8 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 0.363 \times 0.0014^{0.45} \times 1037.81^{0.13} \\ &= 0.05 \text{ m} \\ &= 1.84 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$\text{NPS} = 2.00 \text{ in}$$

$$\text{Sc.no} = 40$$

$$\text{OD} = 2.38 \text{ in} = 0.0605 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2.07 \text{ in} = 0.0525 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 3.35 \text{ in}^2 = 0.0022 \text{ m}^2$$

## 3. Head Pompa

### a. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa *Steel Commercial*.

Berdasarkan Tabel. 6.1, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, Frank M. White, 1997.

$$\begin{aligned} \text{Maka, diperoleh kekerasan pipa } \epsilon &= 0.00015 \text{ ft} \\ &= 4.6\text{E-}05 \text{ m} \end{aligned}$$

MATERIAL	CONDITION	$\mu$	mm	Uncertainty, %
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

Berdasarkan data diatas, diperoleh kekerasan relatif :

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0.000046}{0.0525}$$

$$= 0.0009$$

## c. Kecepatan Linear

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{lin} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$V_{lin} = \frac{0.0014}{0.0022}$$

$$= 0.6559 \text{ m/jam}$$

## d. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., "Chemical Properties Handbook" (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = 10^{(A + B/T + C.T + D.T^2)}$$

Dengan:

A, B, C, D = Konstanta

$\mu$  = Viskositas fase cair (cP)

T = Temperatur (K)

Tabel 3. Data Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D	$x_i$	$\mu_i$	$x_i \cdot \mu_i$
H <sub>2</sub> O	-10.22	1792.5	0.0177	-1.E-05	0.0066	0.82	0.0054
CH <sub>3</sub> COOH	-3.89	784.8	0.0067	-8.E-06	0.9934	1.08	1.0704

$$\text{Maka diperoleh viskositas fluida} = 1.08 \text{ cP}$$

$$= 3.87 \text{ kg/m.jam}$$

$$= 0.0011 \text{ kg/m.s}$$

## e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho L \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

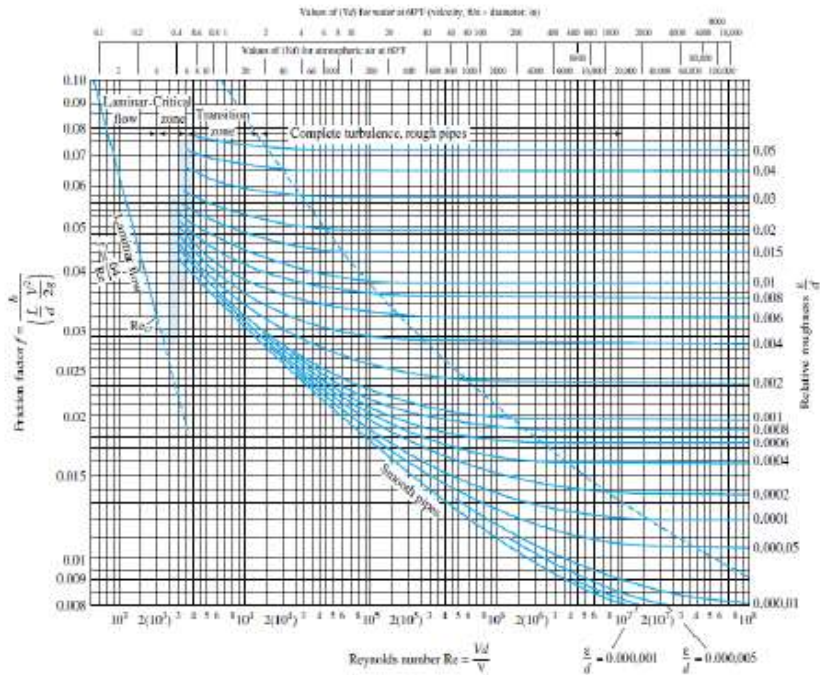
$$Re = \frac{1037.8 \times 0.0525 \times 0.66}{0.0011}$$

$$= 33221.66$$

f. Head Karena Friksi

Faktor Friksi Darcy

Diperoleh dari Fig. 6.13, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, White ,F.M., 1997 Diperoleh nilai fricti factor (f) = 0.026

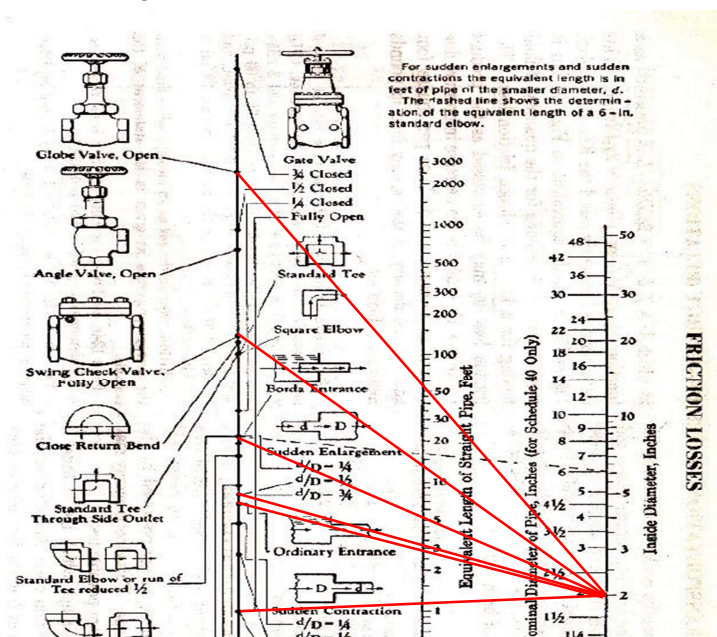


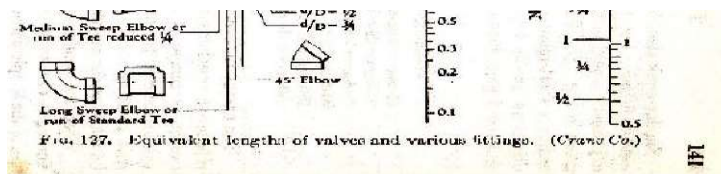
Panjang Pipa

Panjang pipa lurus = 40 m

Panjang Ekvivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :





Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
Ordinary entrance	3.00	0	0.00	0.00
Standard elbow	5.00	6	30.00	9.14
Globe valve	60.00	1	60.00	18.29
Swing check valve	14.00	1	14.00	4.27
Sudden contraction	1.10	1	1.10	0.34
Sudden enlargement	3.00	1	3.00	0.91
<b>Total</b>			<b>108.10</b>	<b>32.95</b>

Diperoleh  $Le = 32.95 \text{ m}$

### Head Karena Friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach:

$$h_f = \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$h_f = \frac{0.026 \times (40+32.95) \times 0.66^2}{2 \times 9.8 \times 0.0525}$$

$$= 0.79 \text{ m}$$

### g. Rapat Berat (Weight Density)

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\gamma = \rho g \times g$$

$$= 10,170.58 \text{ N/m}^3$$

### h. Head Pompa

Dihitung dengan Persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V \text{lin}1^2}{2 \cdot g} + H_{\text{man}} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V \text{lin}2^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $\text{m/s}^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{\text{man}}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

### Head Beda Tekanan

$P_1 = 1.01 \text{ bar}$

$P_2 = 1.47 \text{ bar}$

$$\Delta P = 0.46 \text{ bar} = 45598.50 \text{ N/m}^3$$

$$\text{Maka, head beda tekanan} = \frac{45598.50}{10,170.58} = 4.48 \text{ m}$$

Head Potensial

$$Z_2 - Z_1 = 1 - 1$$

$$= 0.00 \text{ m}$$

Head Kinetik

$$\frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2.g} = \frac{0.66^2 - 0.66^2}{2 \times 9.8} = 0.02 \text{ m}$$

Maka, head pompa :

$$H_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2.g} + hf$$

$$H_{man} = 4.48 + 0.00 + 0.02 + 0.79$$

$$= 5.30 \text{ m}$$

**4. Kecepatan Spesifik**

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

H = Head blower (m)

n = Kecepatan putar (rpm)

ns = Kecepatan spesifik

QL = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 750 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

n = 712.5 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$ns = \frac{712.5\sqrt{0.0014}}{5.30^{0.75}}$$

$$= 59.50$$

**5. Daya Gerak Pompa**

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times H_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Efisiensi pompa

H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

QL = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/s)

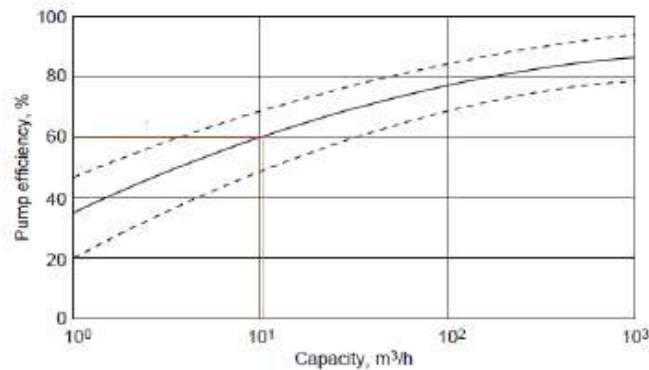
W = Daya penggerak poros (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

Efisiensi Pompa



Dari Fig. 10. 63, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Des: Elsevier San Diego, 2008, hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

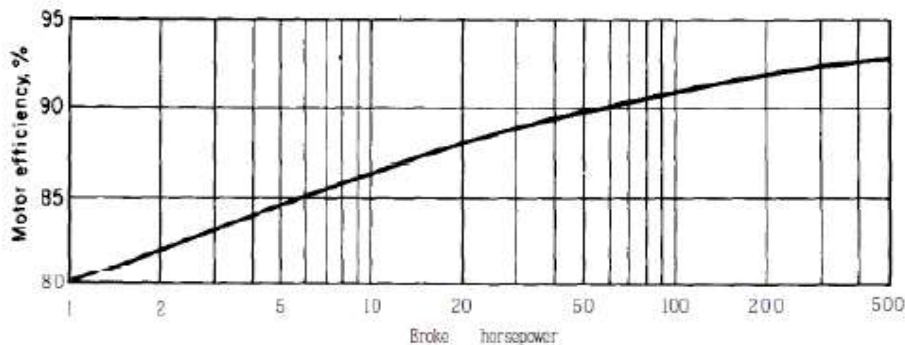
Diperoleh, efisiensi pompa (efp) = 0.48

Maka, daya gerak pompa :

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0.0014 \times 10,170.58 \times 5.3}{0.48} \\ &= 159.16 \text{ Watt} \\ &= 0.21 \text{ HP} \end{aligned}$$

## 6. Motor Standar

Dari Fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991), halaman 521,



Diperoleh efisiensi motor = 0.80

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0.21}{0.80} \\ &= 0.27 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 0.5 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

## 7. Net Positive Suction Head ( NPSH)

a. NPSH yang tersedia

Dari pers. 2.29, "Pompa dan Kompresor", Sularso, 2000, hal. 44 :

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head isap Statis pada Daerah Hisap (hs)

hs = 0 (karena pompa dengan cairan yang dihisap sama tinggi)

Menentukan Head Friski pada Daerah Hisap (hfl)

- Panjang Pipa Lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah = 15.0 m

- Panjang Ekuivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
Ordinary etrance	3.00	0	0.00	0.00
Standard elbow	5.00	1	5.00	1.52
Globe valve	60.00	0	0.00	0.00
Swing check valve	14.00	0	0.00	0.00
Sudden contraction	1.10	1	1.10	0.34
Sudden enlargement	3.00	0	0.00	0.00
<b>Total</b>			6.10	1.86

Diperoleh Le = 1.86 m

Maka, Head Karena Friski Pada Daerah Hisap :

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0.026 \times (15+1.86) \times 0.66^2}{2 \times 9.8 \times 0.0525} \\
 &= 0.18 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Uap Fluida

Persamaan dan data diperoleh dari yaws, C, L,, "Chemicak Properties handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\text{Log}(P^{\circ}) = A + B/T + C.\text{Log}(T) + D.T + E.T^2$$

Dimana :

$P^{\circ}$  = Tekanan uap (mmHg)

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

T = Suhu (K)

Tabel 4. Data Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29.86	-3152.2	-7.3037	2.425E-09	1.809E-06
CH <sub>3</sub> COOH	28.38	-2973.4	-7.032	-1.51E-09	2.181E-06

Komponen	yi	Po	yi.Po
H <sub>2</sub> O	0.0066	31.59	0.21
CH <sub>3</sub> COOH	0.9934	20.58	20.45
	1.00		20.66

Diperoleh tekanan uap fluida = 20.66 mmHg  
 = 0.0272 atm  
 = 0.0275 bar

$P_1$  = 1.01 bar

Puap = 0.03 bar

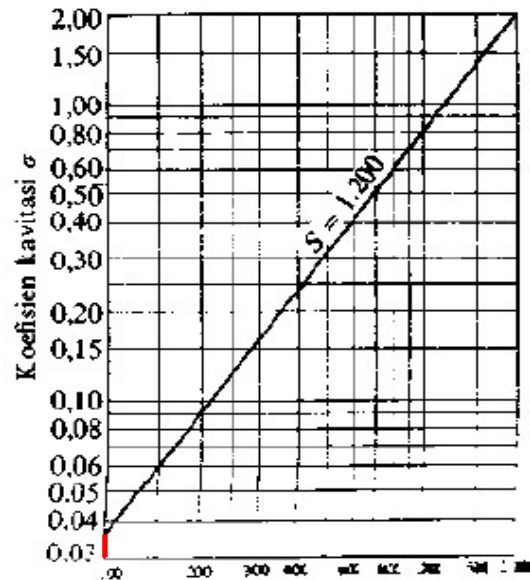
$\Delta P$  = 0.99 bar = 98576.18 N/m<sup>2</sup>

$$NPSH = \frac{98576.18}{10,170.58} + 0 - 0.18$$

$$= 9.51 \text{ m}$$

b. NPSH yang diperlukan

Dari Gambar. 2.20, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 46,



diperoleh  $\sigma = 0.035$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0.035 \times 9.51 \\ &= 0.33 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang memenuhi syarat.

**POMPA  
(P-02)**

**Tugas** : Memompa bahan baku asam asetat dari tangki penyimpanan (T-01) menuju suhu campuran 1 (Tmix-01) dengan laju alir 5296.63 kg/jam

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal

**Data Fluida**

Suhu = 30 °C

$P_1$  = 1 atm

$P_2$  = 1.45 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 2.00 in

OD = 2.38 in

ID = 2.07 in

**Spesifikasi Pompa**

Kapasitas pompa = 5.10 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 5.30 m

Kecepatan putar = 712.5 rpm

Motor standard = 0.50 HP

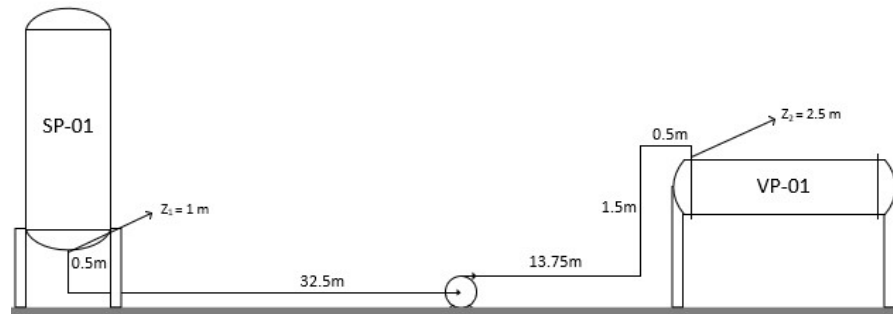
**NPSH**

NPSH yang tersedia = 9.51 m

NPSH yang diperlukan = 0.33 m

## POMPA (P-03)

**Tugas** : Memompa bahan baku asam asetat dari suhu campuran 2 (Tmix-02) menuju Vaporizer (VP-01) dengan laju alir 8274.10 kg/jam  
**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal



**Gambar 1.** Sistem pompa (P-03)

### Informasi penunjang:

**Bidang datum** = Permukaan tanah ( $Z = 0$  m)

**Titik 1** = Ujung pipa keluaran suhu campuran 1 (Tmix-01)

$$P_1 = 1.45 \text{ atm} = 1.47 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

$$V_1 = 0.66 \text{ m/s}$$

**Titik 2** = Ujung pipa masukan Vaporizer (VP-01)

$$P_2 = 1.5 \text{ atm} = 1.52 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 2.5 \text{ m}$$

### Data Fluida

$$\text{Suhu} = 55.88 \text{ } ^\circ\text{C} = 328.88 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1 \text{ atm}$$

### Data fluida masuk

Tabel 1. Data komponen yang dipompakan menuju suhu campuran 1 (Tmix-01)

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi Massa	Fraksi Mol
H <sub>2</sub> O	16.55	0.92	0.002	0.0066
CH <sub>3</sub> COOH	8,257.55	137.51	0.998	0.9934
Total	8,274.10	138.43	1.00	1.00

## 1. Kapasitas Pompa

### Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_L$  = Densitas cairan (gr/cm<sup>3</sup>)

T = Temperatur (K)

T<sub>c</sub> = Temperatur kritis (K)

A, B, n = Konstanta

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	Tc	xi	ρi	xi.ρi (gr/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.0066	1.00	0.00663
CH <sub>3</sub> COOH	0.35182	0.26954	0.26843	592.71	0.9934	1.01	1.00372
					1.00		1.01035

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, densitas cairan } (\rho_L) \text{ adalah : } & 1.01 \text{ gr/ml} \\
 & = 1010.35 \text{ kg/m}^3 \\
 & = 63.07 \text{ lb/ft}^3
 \end{aligned}$$

Maka, Volume fluida yang dipompa (QL) :

$$\begin{aligned}
 QL &= \frac{\text{Laju Massa}}{\text{Densitas}} \\
 QL &= \frac{8,274.10}{1010.35} \\
 &= 8.19 \text{ m}^2/\text{jam} \\
 &= 0.0023 \text{ m}^2/\text{s}
 \end{aligned}$$

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 0.0023 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1,010.35 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 0.363 \times 0.023^{0.45} \times 1010.35^{0.13} \\
 &= 0.06 \text{ m} \\
 &= 2.27 \text{ in}
 \end{aligned}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$NPS = 2.50 \text{ in}$$

$$Sc.no = 40$$

$$OD = 2.88 \text{ in} = 0.0732 \text{ m}$$

$$ID = 2.47 \text{ in} = 0.0627 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 4.79 \text{ in}^2 = 0.0031 \text{ m}^2$$

## 3. Head Pompa

### a. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa *Steel Commercial*.

Berdasarkan Tabel. 6.1, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, Frank M. White, 1997.

$$\begin{aligned}
 \text{Maka, diperoleh kekerasan pipa } \varepsilon &= 0.00015 \text{ ft} \\
 &= 4.6\text{E-}05 \text{ m}
 \end{aligned}$$

MATERIAL	CONDITION	ft	mm	Uncertainty, %
Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
Iron	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

## b. Kekerasan Relatif

Berdasarkan data diatas, diperoleh kekerasan relatif :

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0.000046}{0.0627}$$

$$= 0.0007$$

## c. Kecepatan Linear

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{lin} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$V_{lin} = \frac{0.0023}{0.0031}$$

$$= 0.7361 \text{ m/jam}$$

## d. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., “Chemical Properties Handbook” (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = 10^{(A + B/T + C.T + D.T^2)}$$

Dengan:

A, B, C, D = Konstanta

$\mu$  = Viskositas fase cair (cP)

T = Temperatur (K)

Tabel 3. Data Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D	$x_i$	$\mu_i$	$x_i \cdot \mu_i$
H <sub>2</sub> O	-10.22	1792.5	0.0177	-1.E-05	0.0066	0.50	0.0033
CH <sub>3</sub> COOH	-3.89	784.8	0.0067	-8.E-06	0.9934	0.76	0.7507

$$\text{Maka diperoleh viskositas fluida} = 0.75 \text{ cP}$$

$$= 2.71 \text{ kg/m.jam}$$

$$= 0.0008 \text{ kg/m.s}$$

## e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho L \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

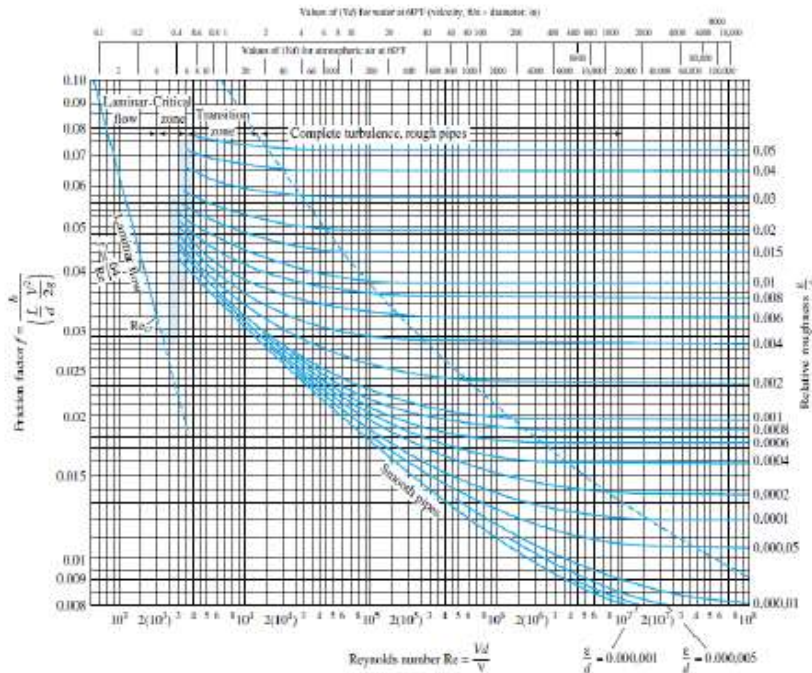
$$Re = \frac{1010.35 \times 0.0627 \times 0.74}{0.0008}$$

$$= 61857.42$$

f. Head Karena Friksi

Faktor Friksi Darcy

Diperoleh dari Fig. 6.13, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, White ,F.M., 1997 Diperoleh nilai fricti factor (f) = 0.0213

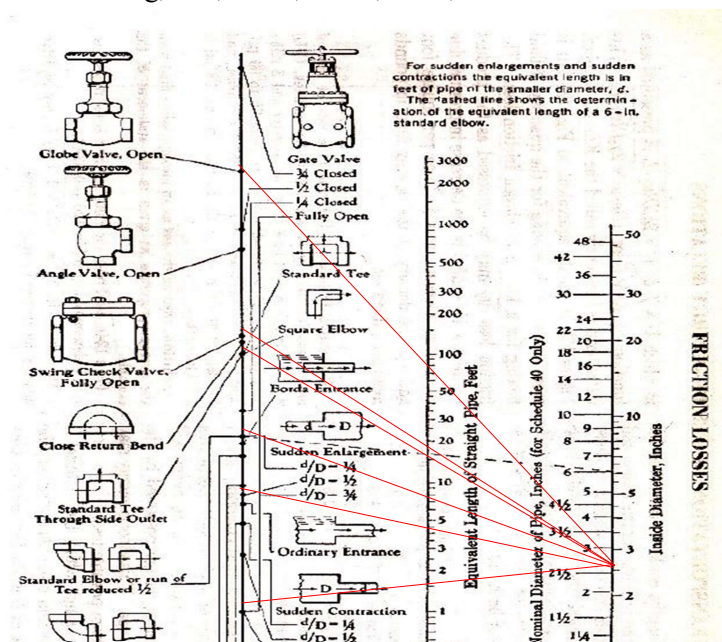


Panjang Pipa

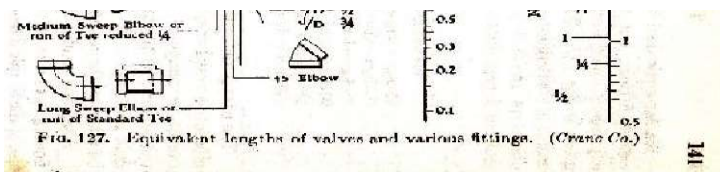
Panjang pipa lurus = 53.1 m

Panjang Ekvivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :







Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
Standard elbow	7.00	5	35.00	10.67
Globe valve	70.00	1	70.00	21.34
Swing check valve	17.50	1	17.50	5.33
Sudden contraction	1.40	1	1.40	0.43
Sudden enlargement	3.50	1	3.50	1.07
Standard Tee	15.00	2	30.00	9.14
<b>Total</b>			<b>157.40</b>	<b>47.98</b>

Diperoleh  $Le = 47.98 \text{ m}$

#### Head Karena Friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach:

$$h_f = \frac{f \times (L+Le) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$h_f = \frac{0.0213 \times (53.1+47.98) \times 0.74^2}{2 \times 9.8 \times 0.0627}$$

$$= 0.95 \text{ m}$$

#### g. Rapat Berat (Weight Density)

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\gamma = \rho g \times g$$

$$= 9,901.44 \text{ N/m}^3$$

#### h. Head Pompa

Dihitung dengan Persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + H_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $\text{m/s}^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

#### Head Beda Tekanan

$P_1 = 1.47 \text{ bar}$

$P_2 = 1.52 \text{ bar}$

$$\Delta P = 0.05 \text{ bar} = 5066.50 \text{ N/m}^3$$

$$\text{Maka, head beda tekanan} = \frac{5066.50}{9,901.44} = 0.51 \text{ m}$$

Head Potensial

$$Z_2 - Z_1 = 2.5 - 1$$

$$= 1.50 \text{ m}$$

Head Kinetik

$$\frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2.g} = \frac{0.74^2 - 0.74^2}{2 \times 9.8} = 0.00 \text{ m}$$

Maka, head pompa :

$$H_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2.g} + hf$$

$$H_{man} = 0.51 + 1.50 + 0.00 + 0.95$$

$$= 2.96 \text{ m}$$

**4. Kecepatan Spesifik**

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

H = Head blower (m)

n = Kecepatan putar (rpm)

ns = Kecepatan spesifik

QL = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 750 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

n = 712.5 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$ns = \frac{712.5\sqrt{0.0023}}{2.96^{0.75}}$$

$$= 116.70$$

**5. Daya Gerak Pompa**

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times H_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Efisiensi pompa

H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

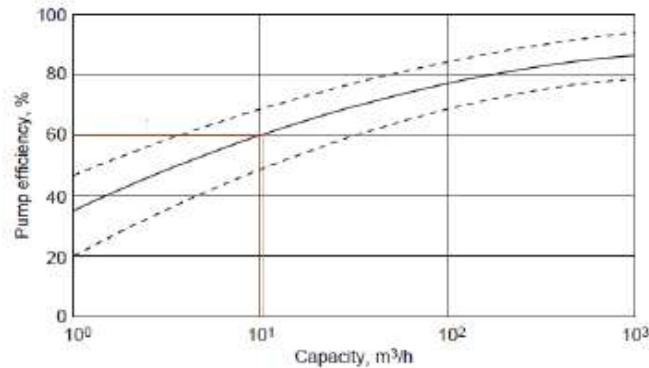
QL = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/s)

W = Daya penggerak poros (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

Efisiensi Pompa

Dari Fig. 10. 63, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Des: Elsevier San Diego, 2008, hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

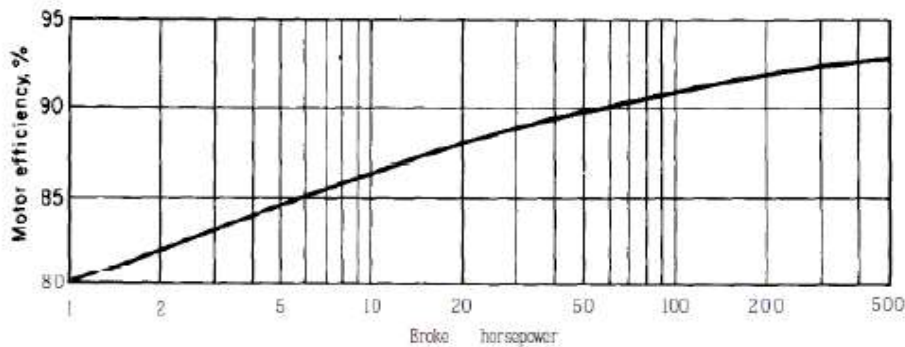
Diperoleh, efisiensi pompa (efp) = 0.8

Maka, daya gerak pompa :

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0.0023 \times 9,901.44 \times 3.0}{0.8} \\ &= 116.89 \text{ Watt} \\ &= 0.16 \text{ HP} \end{aligned}$$

## 6. Motor Standar

Dari Fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991), halaman 521,



Diperoleh efisiensi motor = 0.80

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0.16}{0.80} \\ &= 0.20 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 0.5 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

## 7. Net Positive Suction Head ( NPSH)

a. NPSH yang tersedia

Dari pers. 2.29, "Pompa dan Kompresor", Sularso, 2000, hal. 44 :

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head isap Statis pada Daerah Hisap (hs)

hs = 0 (karena pompa dengan cairan yang dihisap sama tinggi)

Menentukan Head Friski pada Daerah Hisap (hfl)

- Panjang Pipa Lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah = 33.0 m

- Panjang Ekuivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :

Perihal	Le (ft)	Jumlah	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Standard elbow	7.00	3	21.00	6.40
Globe valve	70.00	0	0.00	0.00
Swing check valve	17.50	0	0.00	0.00
Sudden contraction	1.40	1	1.40	0.43
Sudden enlargement	3.50	0	0.00	0.00
Standard Tee	15.00	2	30.00	9.14
<b>Total</b>			52.40	15.97

Diperoleh Le = 16.0 m

Maka, Head Karena Friski Pada Daerah Hisap :

$$\begin{aligned} h_{fl} &= \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0.0213 \times (33+16) \times 0.74^2}{2 \times 9.8 \times 0.0627} \\ &= 0.46 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Uap Fluida

Persamaan dan data diperoleh dari yaws, C, L,, "Chemicak Properties handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\text{Log}(P^{\circ}) = A + B/T + C.\text{Log}(T) + D.T + E.T^2$$

Dimana :

$P^{\circ}$  = Tekanan uap (mmHg)

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

T = Suhu (K)

Tabel 4. Data Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29.86	-3152.2	-7.3037	2.425E-09	1.809E-06
CH <sub>3</sub> COOH	28.38	-2973.4	-7.032	-1.51E-09	2.181E-06

Komponen	yi	Po	yi.Po
H <sub>2</sub> O	0.0066	122.43	0.81
CH <sub>3</sub> COOH	0.9934	74.32	73.83
	1.00		74.64

$$\begin{aligned} \text{Diperoleh tekanan uap fluida} &= 74.64 \text{ mmHg} \\ &= 0.0982 \text{ atm} \\ &= 0.0995 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$P_1 = 1.47 \text{ bar}$$

$$P_{\text{uap}} = 0.10 \text{ bar}$$

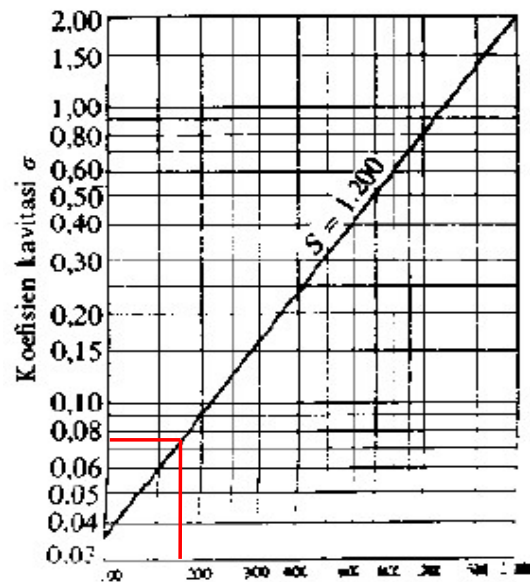
$$\Delta P = 1.37 \text{ bar} = 136977.26 \text{ N/m}^2$$

$$\text{NPSH} = \frac{136977.26}{9,901.44} + 0 - 0.02$$

$$= 13.38 \text{ m}$$

b. NPSH yang diperlukan

Dari Gambar. 2.20, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 46,



diperoleh  $\sigma = 0.07$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0.07 \times 13.38 \\ &= 0.94 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang memenuhi syarat.

**POMPA  
(P-03)**

**Tugas** : Memompa bahan baku asam asetat dari suhu campuran 2 (Tmix-02) menuju Vaporizer (VP-01) dengan laju alir 8274.10 kg/jam

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal

**Data Fluida**

Suhu = 55.88 °C

$P_1$  = 1.45 atm

$P_2$  = 1.5 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 2.50 in

OD = 2.88 in

ID = 2.47 in

**Spesifikasi Pompa**

Kapasitas pompa = 8.19 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 2.96 m

Kecepatan putar = 712.50 rpm

Motor standard = 0.50 HP

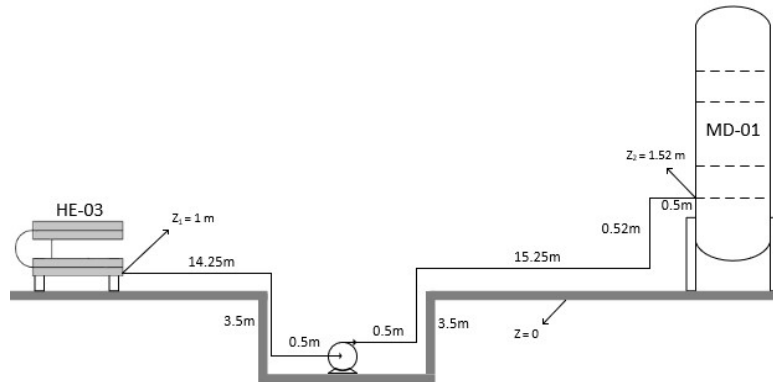
**NPSH**

NPSH yang tersedia = 13.38 m

NPSH yang diperlukan = 0.94 m

## POMPA (P-04)

**Tugas** : Memompa cairan dari heater 3 (HE-03) menuju menara distilasi (MD-01) sebanyak 10565.81 kg/jam  
**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal



**Gambar 1.** Sistem pompa (P-04)

### Informasi penunjang:

**Bidang datum** = Permukaan tanah ( $Z = 0$  m)

**Titik 1** = Ujung pipa keluaran heater 3 (HE-03)

$P_1$  = 1.0 atm = 0.99 bar

$Z_1$  = 1.00 m

$V_1$  = 0.6938 m/s

**Titik 2** = Pipa masukan menara distilasi (MD-01)

$P_2$  = 1.23 atm = 1.25 bar

$Z_2$  = 1.52 m

### Data Fluida

Suhu = 89.87 °C = 362.87 K

Tekanan = 0.98 atm

### Data fluida masuk

Tabel 1. Data komponen yang dipompakan menuju suhu campuran 1 ( $T_{mix-01}$ )

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi Massa	Fraksi Mol
H <sub>2</sub> O	16.55	0.92	0.0016	0.0066
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	7,576.54	88.01	0.7171	0.6357
CH <sub>3</sub> COOH	2,972.72	49.50	0.2814	0.3576
Total	10,565.81	138.43	1.00	1.00

### 1. Kapasitas Pompa

#### Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_L$  = Densitas cairan (gr/cm<sup>3</sup>)

T = Temperatur (K)

T<sub>c</sub> = Temperatur kritis (K)

A, B, n = Konstanta

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>	x <sub>i</sub>	ρ <sub>i</sub>	x <sub>i</sub> .ρ <sub>i</sub> (gr/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.0066	0.97	0.0064
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.3184	0.258	0.2827	524.00	0.6357	0.84	0.5344
CH <sub>3</sub> COOH	0.35182	0.26954	0.26843	592.71	0.3576	0.97	0.3477
					1.00		0.8885

Maka, densitas cairan (ρ<sub>L</sub>) adalah : 0.8885 gr/ml  
 = 888.52 kg/m<sup>3</sup>  
 = 55.47 lb/ft<sup>3</sup>

Maka, Volume fluida yang dipompa (QL) :

$$QL = \frac{\text{Laju Massa}}{\text{Densitas}}$$

$$QL = \frac{10565.81}{888.52}$$

$$= 11.89 \text{ m}^2/\text{jam}$$

$$= 0.0033 \text{ m}^2/\text{s}$$

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 0.0033 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 888.52 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$D_{opt} = 0.363 \times 0.0033^{0.45} \times 888.52^{0.13}$$

$$= 0.07 \text{ m}$$

$$= 2.64 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$NPS = 3.00 \text{ in}$$

$$Sc.no = 40$$

$$OD = 3.50 \text{ in} = 0.0889 \text{ m}$$

$$ID = 3.07 \text{ in} = 0.0779 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 7.38 \text{ in}^2 = 0.0048 \text{ m}^2$$

## 3. Head Pompa

a. Bahan Konstruksi



Dipilih bahan konstruksi berupa *Steel Commercial*.

Berdasarkan Tabel. 6.1, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, Frank M. White, 1997.

$$\begin{aligned} \text{Maka, diperoleh kekerasan pipa } \varepsilon &= 0.00015 \text{ ft} \\ &= 4.6\text{E-}05 \text{ m} \end{aligned}$$

Material	Condition	$\varepsilon$		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

Berdasarkan data diatas, diperoleh kekerasan relatif :

$$\begin{aligned} \frac{\varepsilon}{ID} &= \frac{0.000046}{0.0779} \\ &= 0.0006 \end{aligned}$$

#### c. Kecepatan Linear

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{\text{lin}} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \frac{0.0033}{0.0048} \\ &= 0.6938 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

#### d. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., “Chemical Properties Handbook” (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = 10^{(A + B/T + C.T + D.T^2)}$$

Dengan:

A, B, C, D = Konstanta

$\mu$  = Viskositas fase cair (cP)

T = Temperatur (K)

Tabel 3. Data Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D	$x_i$	$\mu_i$	$x_i \cdot \mu_i$
H <sub>2</sub> O	-10.22	1792.5	0.0177	-1.E-05	0.0066	0.31	0.0021
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-9.07	1186.3	0.0227	-2.E-05	0.6357	0.24	0.1537

CH <sub>3</sub> COOH	-3.89	784.8	0.0067	-8.E-06	0.3576	0.51	0.1812
----------------------	-------	-------	--------	---------	--------	------	--------

Maka diperoleh viskositas fluida = 0.34 cP  
 = 1.21 kg/m.jam  
 = 0.0003 kg/m.s

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho L \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

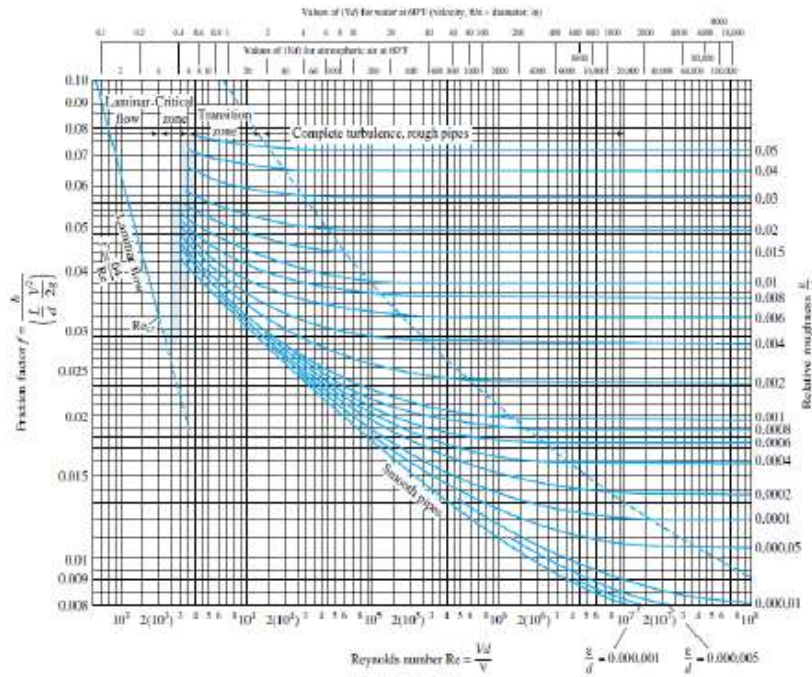
$$Re = \frac{888.52 \times 0.0779 \times 0.69}{0.0003}$$

$$= 142548.09$$

f. Head Karena Friksi

Faktor Friksi Darcy

Diperoleh dari Fig. 6.13, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, White ,F.M., 1997 Diperoleh nilai fricti factor (f) = 0.020

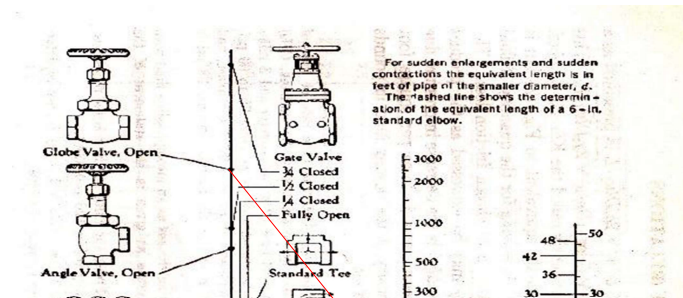


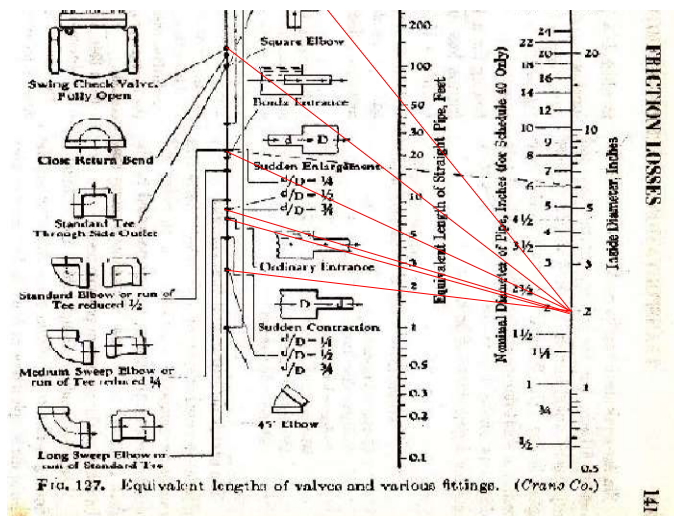
Panjang Pipa

Panjang pipa lurus = 81.77 m

Panjang Ekvivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :





Perihal	Le (ft)	Jumlah	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Ordinary entrance	2.80	1	2.80	0.85
Standard elbow	3.00	8	24.00	7.32
Globe valve	50.00	1	50.00	15.24
Swing check valve	14.00	1	14.00	4.27
Sudden contraction	1.80	1	1.80	0.55
Sudden enlargement	3.00	1	3.00	0.91
<b>Total</b>			95.60	29.14

Diperoleh Le = 29.14 m

Head Karena Friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach:

$$h_f = \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$h_f = \frac{0.024 \times (81.77+29.14) \times 0.69^2}{2 \times 9.8 \times 0.0779}$$

$$= 0.70 \text{ m}$$

g. Rapat Berat (Weight Density)

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\gamma = \rho g \times g$$

$$= 8,707.45 \text{ N/m}^3$$

h. Head Pompa

Dihitung dengan Persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V \text{lin}^2}{2.g} + H_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V \text{lin}^2}{2.g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)

hf = Head karena friksi (m)

Z<sub>1</sub> = Elevasi titik 1 (m)

Z<sub>2</sub> = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Head Beda Tekanan

$P_1$  = 0.99 bar

$P_2$  = 1.25 bar

$\Delta P$  = 0.25 bar = 25482.38 N/m<sup>3</sup>

Maka, head beda tekanan =  $\frac{25482.38}{8,707.45} = 2.93$  m

Head Potensial

$Z_2 - Z_1 = 1.52 - 1$   
= 0.52 m

Head Kinetik

$\frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2.g} = \frac{0.69^2 - 0.69^2}{2 \times 9.8} = 0.00$  m

Maka, head pompa :

$H_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2.g} + hf$   
 $H_{man} = 2.93 + 0.52 + 0.00 + 0.70$   
= 4.14 m

#### 4. Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

$H$  = Head blower (m)

$n$  = Kecepatan putar (rpm)

$ns$  = Kecepatan spesifik

$QL$  = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 500 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

$n$  = 475 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$ns = \frac{475\sqrt{0.0033}}{4.14^{0.75}}$$

$$= 72.85$$

#### 5. Daya Gerak Pompa

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times H_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Efisiensi pompa

H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

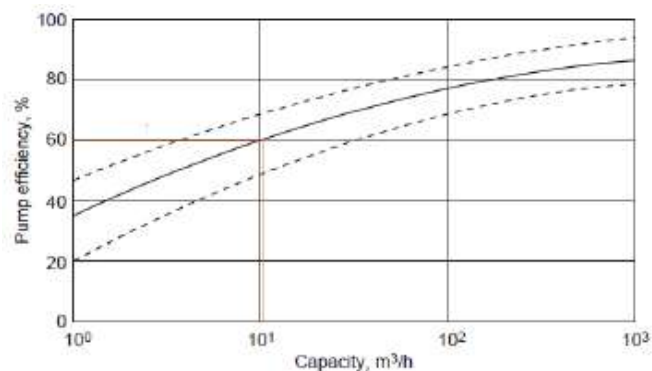
QL = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/s)

W = Daya penggerak poros (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

### Efisiensi Pompa

Dari Fig. 10. 63, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Des. Elsevier San Diego, 2008, hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

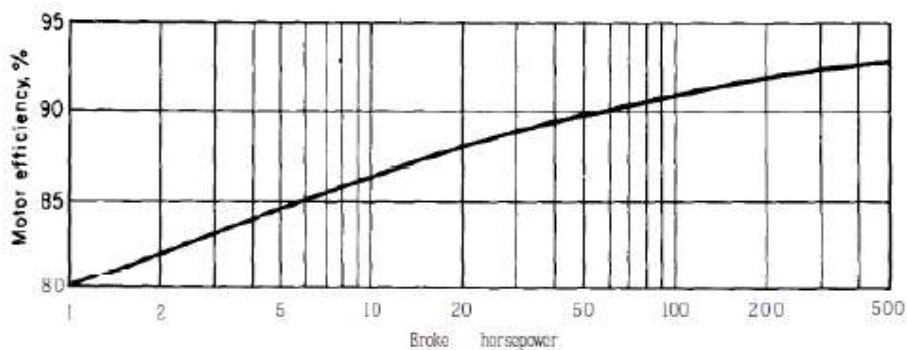
Diperoleh, efisiensi pompa (efp) = 0.61

Maka, daya gerak pompa :

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0.00 \times 8,707.45 \times 4.1}{0.61} \\ &= 195.25 \text{ Watt} \\ &= 0.26 \text{ HP} \end{aligned}$$

## 6. Motor Standar

Dari Fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991), halaman 521,



Diperoleh efisiensi motor = 0.80

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0.26}{0.80} \\ &= 0.33 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 0.5 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

## 7. Net Positive Suction Head ( NPSH)

a. NPSH yang tersedia

Dari pers. 2.29, "Pompa dan Kompresor", Sularso, 2000, hal. 44 :

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{\text{uap}}}{\gamma} + h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head isap Statis pada Daerah Hisap ( $h_s$ )

Zcairan = 1.00 m dari bidang datum

Zpompa = -2.50 m dari bidang datum

$h_s = Z_{\text{cairan}} - Z_{\text{pompa}} = 3.50 \text{ m}$

Menentukan Head Friski pada Daerah Hisap ( $h_{fl}$ )

- Panjang Pipa Lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah = 40.3 m

- Panjang Ekuivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
Ordinary entrance	2.80	0	0.00	0.00
Standard elbow	3.00	5	15.00	4.57
Globe valve	50.00	0	0.00	0.00
Swing check valve	14.00	0	0.00	0.00
Sudden contraction	1.80	1	1.80	0.55
Sudden enlargement	3.00	0	0.00	0.00
<b>Total</b>			16.80	5.12

Diperoleh  $Le = 5.12 \text{ m}$

Maka, Head Karena Friski Pada Daerah Hisap :

$$\begin{aligned} h_{fl} &= \frac{f \times (L+Le) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0.02 \times (40.3+5.12) \times 0.69^2}{2 \times 9.8 \times 0.0779} \\ &= 0.29 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Uap Fluida

Persamaan dan data diperoleh dari yaws, C, L., "Chemicak Properties handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\text{Log}(P^{\circ}) = A + B/T + C \cdot \text{Log}(T) + D \cdot T + E \cdot T^2$$

Dimana :

$P^{\circ}$  = Tekanan uap (mmHg)

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

T = Suhu (K)

Tabel 4. Data Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29.86	-3152.20	-7.30	2.425E-09	1.809E-06
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	12.72	-2177.00	-0.91	-0.004569	2.967E-06
CH <sub>3</sub> COOH	28.38	-2973.40	-7.03	-1.51E-09	2.181E-06

Komponen	$y_i$	$P_o$	$y_i.P_o$
H <sub>2</sub> O	0.0066	520.26	3.46
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.6357	1301.13	827.19
CH <sub>3</sub> COOH	0.3576	294.35	105.26
	1.00		935.91

Diperoleh tekanan uap fluida = 935.91 mmHg  
 = 1.23 atm  
 = 1.25 bar

$P_1 = 0.99$  bar

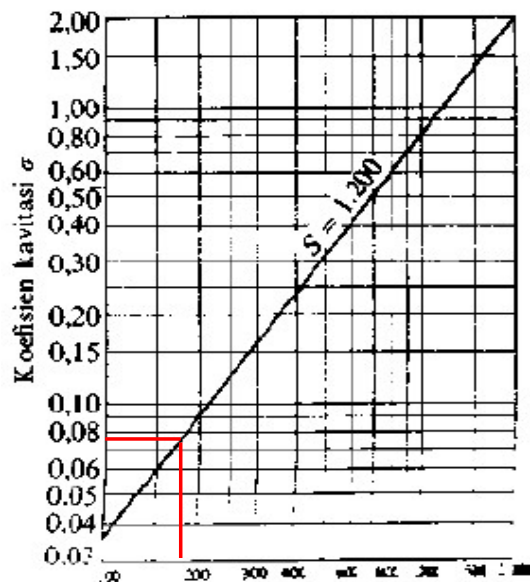
$P_{uap} = 1.25$  bar

$\Delta P = -0.26$  bar =  $-25624.03$  N/m<sup>2</sup>

$$\begin{aligned} \text{NPSH} &= \frac{-25624.03}{8,707.45} + 3.50 - 0.02 \\ &= 0.27 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan

Dari Gambar. 2.20, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 46,



diperoleh  $\sigma = 0.070$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0.07 \times 0.27 \\ &= 0.02 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang memenuhi syarat.

**POMPA****(P-04)**

**Tugas** : Memompa cairan dari Heater 3 (HE-03) menuju menara distilasi (MD-01) sebanyak 10565.81 kg/jam

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal

**Data Fluida**

Suhu = 89.87 °C

$P_1$  = 0.98 atm

$P_2$  = 1.23 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 3.00 in

OD = 3.50 in

ID = 3.07 in

**Spesifikasi Pompa**

Kapasitas pompa = 11.89 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 4.14 m

Kecepatan putar = 475 rpm

Motor standard = 0.50 HP

**NPSH**

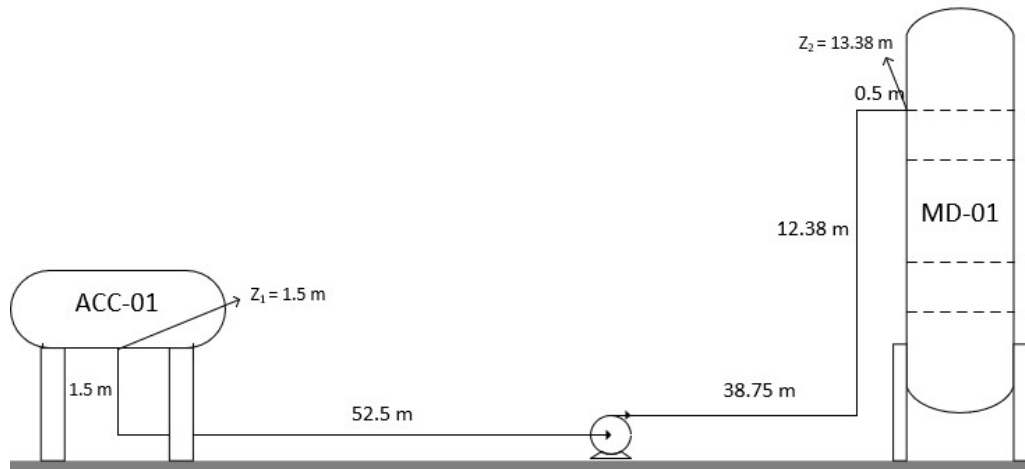
NPSH yang tersedia = 0.27 m

NPSH yang diperlukan = 0.019 m



**POMPA  
(P-05)**

**Tugas** : Memompa cairan dari akumulator 1 (ACC-01) menuju menara distilasi (MD-01) sebanyak 4127.29 kg/jam  
**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal



**Gambar 1.** Sistem pompa (P-05)

**Informasi penunjang:**

**Bidang datum** = Permukaan tanah ( $Z = 0$  m)

**Titik 1** = Ujung pipa keluaran akumulator 1 (ACC-01)

$P_1 = 1.00$  atm = 1.01 bar

$Z_1 = 1.50$  m

$V_1 = 0.5970$  m/s

**Titik 2** = Pipa masukan menara distilasi (MD-01)

$P_2 = 1.00$  atm = 1.01 bar

$Z_2 = 13.38$  m

**Data Fluida**

Suhu = 72.94 °C = 345.94 K

Tekanan = 1.00 atm

**Data fluida masuk**

Tabel 1. Data komponen yang dipompakan menuju suhu campuran 1 (Tmix-01)

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi Massa	Fraksi Mol
H <sub>2</sub> O	0.19	0.01	0.00005	0.0002
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	4,127.10	47.94	0.99995	0.9998
Total	4,127.29	47.95	1.00	1.00

**1. Kapasitas Pompa**

Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_L$  = Densitas cairan (gr/cm<sup>3</sup>)

T = Temperatur (K)

T<sub>c</sub> = Temperatur kritis (K)

A, B, n = Konstanta

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	T <sub>c</sub>	x <sub>i</sub>	ρ <sub>i</sub>	x <sub>i</sub> .ρ <sub>i</sub> (gr/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.0002	0.98	0.0002
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.3184	0.258	0.2827	524.00	0.9998	0.86	0.8640
					1.00		0.8642

Maka, densitas cairan (ρ<sub>L</sub>) adalah : 0.8885 gr/ml  
 = 888.52 kg/m<sup>3</sup>  
 = 55.47 lb/ft<sup>3</sup>

Maka, Volume fluida yang dipompa (QL) :

$$QL = \frac{\text{Laju Massa}}{\text{Densitas}}$$

$$QL = \frac{4127.29}{888.52}$$

$$= 4.65 \text{ m}^2/\text{jam}$$

$$= 0.0013 \text{ m}^2/\text{s}$$

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 0.0013 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 888.52 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$D_{opt} = 0.363 \times 0.001^{0.45} \times 888.52^{0.13}$$

$$= 0.04 \text{ m}$$

$$= 1.75 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$\text{NPS} = 2.00 \text{ in}$$

$$\text{Sc.no} = 40$$

$$\text{OD} = 2.38 \text{ in} = 0.0605 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2.07 \text{ in} = 0.0525 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 3.35 \text{ in}^2 = 0.0022 \text{ m}^2$$

## 3. Head Pompa

a. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa *Steel Commercial*.

Berdasarkan Tabel. 6.1, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, Frank M. White, 1997.

$$\begin{aligned} \text{Maka, diperoleh kekerasan pipa } \varepsilon &= 0.00015 \text{ ft} \\ &= 4.6\text{E-}05 \text{ m} \end{aligned}$$

Material	Condition	$\varepsilon$		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

Berdasarkan data diatas, diperoleh kekerasan relatif :

$$\begin{aligned} \frac{\varepsilon}{ID} &= \frac{0.000046}{0.0525} \\ &= 0.0009 \end{aligned}$$

#### c. Kecepatan Linear

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{\text{lin}} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \frac{0.0013}{0.0022} \\ &= 0.5970 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

#### d. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., “Chemical Properties Handbook” (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = 10^{(A + B/T + C.T + D.T^2)}$$

Dengan:

A, B, C, D = Konstanta

$\mu$  = Viskositas fase cair (cP)

T = Temperatur (K)

Tabel 3. Data Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D	$x_i$	$\mu_i$	$x_i \cdot \mu_i$
H <sub>2</sub> O	-10.22	1792.5	0.0177	-1.E-05	0.0002	0.39	0.0001
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-9.07	1186.3	0.0227	-2.E-05	0.9998	0.27	0.2738

Maka diperoleh viskositas fluida = 0.27 cP  
 = 0.9860 kg/m.jam  
 = 0.0003 kg/m.s

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho L \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

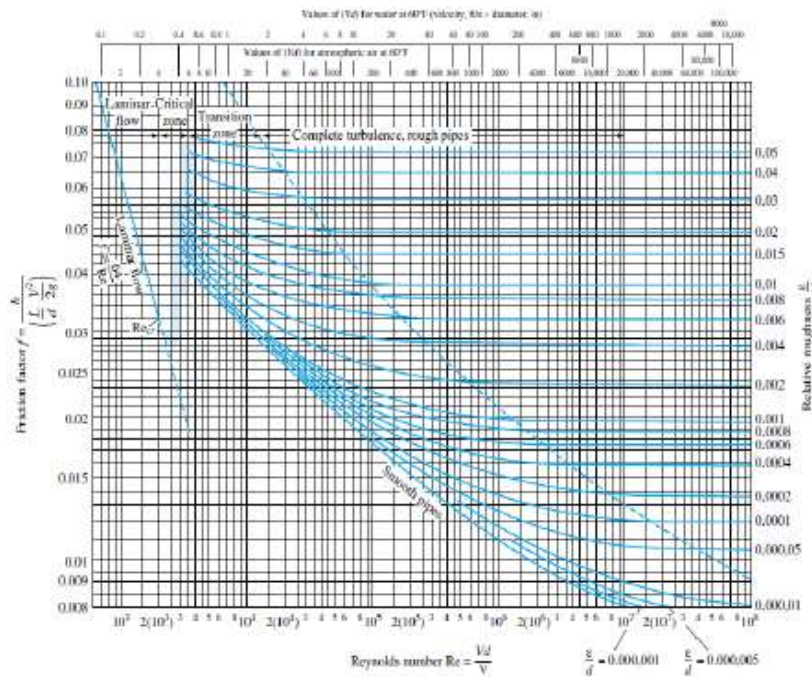
$$Re = \frac{888.52 \times 0.0525 \times 0.60}{0.0003}$$

$$= 101681.56$$

f. Head Karena Friksi

Faktor Friksi Darcy

Diperoleh dari Fig. 6.13, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, White ,F.M., 1997 Diperoleh nilai fricti factor (f) = 0.024

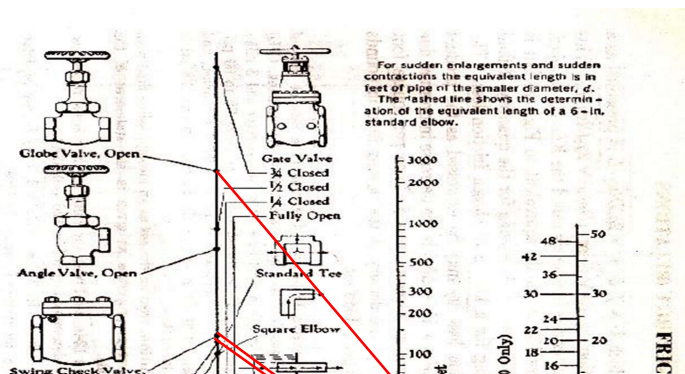


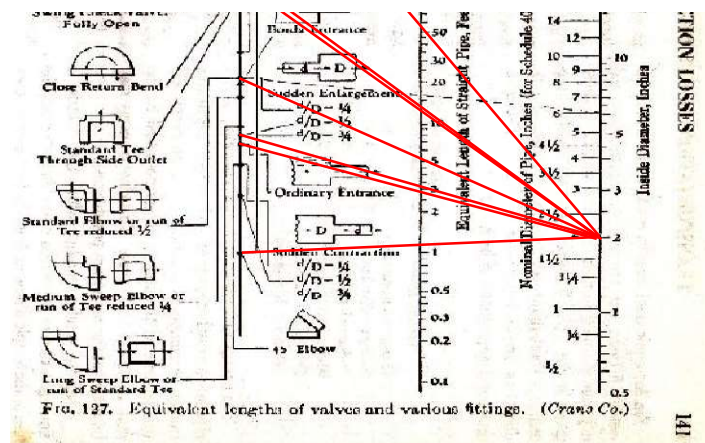
Panjang Pipa

Panjang pipa lurus = 105.63 m

Panjang Ekivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :





Perihal	Le (ft)	Jumlah	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Ordinary entrance	3.00	1	3.00	0.91
Standard elbow	5.00	9	45.00	13.72
Globe valve	60.00	1	60.00	18.29
Swing check valve	14.00	1	14.00	4.27
Sudden contraction	1.10	1	1.10	0.34
Sudden enlargement	3.00	1	3.00	0.91
Standard tee	12.00	1	12.00	3.66
<b>Total</b>			126.10	38.44

Diperoleh Le = 38.44 m

Head Karena Friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach:

$$h_f = \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$h_f = \frac{0.024 \times (105.63+38.44) \times 0.46^2}{2 \times 9.8 \times 0.0525}$$

$$= 1.27 \text{ m}$$

g. Rapat Berat (Weight Density)

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\gamma = \rho g \times g$$

$$= 8,469.58 \text{ N/m}^3$$

h. Head Pompa

Dihitung dengan Persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V \text{lin}1^2}{2.g} + H_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V \text{lin}2^2}{2.g}$$

Dengan :

- g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)
- hf = Head karena friksi (m)
- Z<sub>1</sub> = Elevasi titik 1 (m)
- Z<sub>2</sub> = Elevasi titik 2 (m)
- H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

- $P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)  
 $P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)  
 $V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)  
 $V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

#### Head Beda Tekanan

$$P_1 = 1.01 \text{ bar}$$

$$P_2 = 1.01 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 0.00 \text{ bar} = 0.00 \text{ N/m}^3$$

$$\text{Maka, head beda tekanan} = \frac{0.00}{8,469.58} = 0.00 \text{ m}$$

#### Head Potensial

$$\begin{aligned}
 Z_2 - Z_1 &= 13.38 - 1.5 \\
 &= 11.88 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### Head Kinetik

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2.g} = \frac{0.46^2 - 0.46^2}{2 \times 9.8} = 0.00 \text{ m}$$

Maka, head pompa :

$$H_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2.g} + hf$$

$$\begin{aligned}
 H_{man} &= 0.00 + 11.88 + 0.00 + 1.27 \\
 &= 13.15 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### 4. Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

$$H = \text{Head blower (m)}$$

$$n = \text{Kecepatan putar (rpm)}$$

$$ns = \text{Kecepatan spesifik}$$

$$QL = \text{Kapasitas blower (m}^3\text{/menit)}$$

#### Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

$$\text{Kecepatan putar} = 750 \text{ rpm}$$

$$\text{Faktor slip} = 0.05 \text{ (asumsi)}$$

$$n = 712.5 \text{ rpm}$$

Maka, kecepatan spesifik :

$$\begin{aligned}
 ns &= \frac{712.5\sqrt{0.001}}{13.15^{0.75}} \\
 &= 29.12
 \end{aligned}$$

#### 5. Daya Gerak Pompa

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-w = QL \times \gamma \times H_{man}$$

$$\eta = \frac{W}{\gamma Q L}$$

Dimana:

$\eta$  = Efisiensi pompa

$L$  = Head pompa (m)

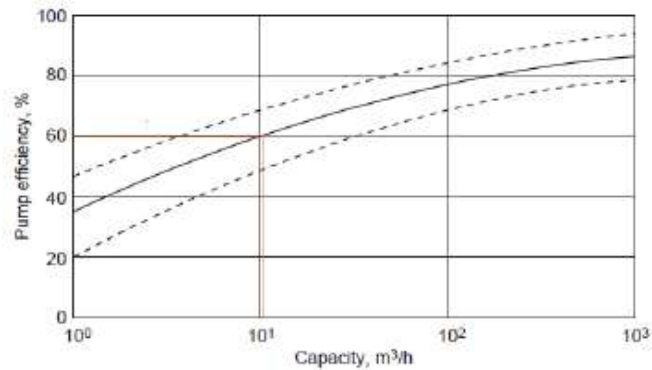
$Q$  = Kapasitas pompa ( $m^3/s$ )

$W$  = Daya penggerak poros (Watt)

$\gamma$  = Rapat berat ( $N/m^3$ )

### Efisiensi Pompa

Dari Fig. 10. 63, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Des: Elsevier San Diego, 2008, hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

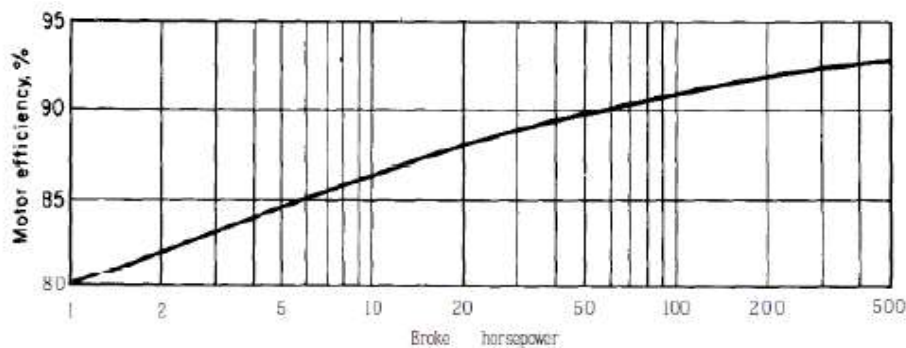
Diperoleh, efisiensi pompa ( $\eta$ ) = 0.61

Maka, daya gerak pompa :

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0.001 \times 8,469.58 \times 13.1}{0.61} \\ &= 388.68 \text{ Watt} \\ &= 0.52 \text{ HP} \end{aligned}$$

### 6. Motor Standar

Dari Fig 14.38 Peters, M.S., K.D., Timmerhaus ed.IV (1991), halaman 521,



Diperoleh efisiensi motor = 0.80

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0.52}{0.80} \\ &= 0.65 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 0.75 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

## 7. Net Positive Suction Head ( NPSH)

a. NPSH yang tersedia

Dari pers. 2.29, "Pompa dan Kompresor", Sularso, 2000, hal. 44 :

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{\text{uap}}}{\gamma} + h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head isap Statis pada Daerah Hisap ( $h_s$ )

$$Z_{\text{cairan}} = 2.00 \text{ m}$$

$$Z_{\text{pompa}} = 1.00 \text{ m}$$

$$h_s = Z_{\text{cairan}} - Z_{\text{pompa}} = 1.00 \text{ m}$$

Menentukan Head Friski pada Daerah Hisap ( $h_{fl}$ )

- Panjang Pipa Lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah = 54.0 m

- Panjang Ekivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
Ordinary entrance	3.00	0	0.00	0.00
Standard elbow	5.00	3	15.00	4.57
Globe valve	60.00	0	0.00	0.00
Swing check valve	14.00	0	0.00	0.00
Sudden contraction	1.10	1	1.10	0.34
Sudden enlargement	3.00	0	0.00	0.00
<b>Total</b>			16.10	4.91

Diperoleh  $Le = 4.91 \text{ m}$

Maka, Head Karena Friski Pada Daerah Hisap :

$$\begin{aligned} h_{fl} &= \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0.024 \times (54+4.91) \times 0.46^2}{2 \times 9.8 \times 0.0525} \\ &= 0.52 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Uap Fluida

Persamaan dan data diperoleh dari yaws, C, L,, "Chemicak Properties handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\text{Log}(P^{\circ}) = A + B/T + C.\text{Log}(T) + D.T + E.T^2$$

Dimana :

$P^{\circ}$  = Tekanan uap (mmHg)

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

T = Suhu (K)

Tabel 4. Data Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29.86	-3152.20	-7.30	2.425E-09	1.809E-06
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	12.72	-2177.00	-0.91	-0.004569	2.967E-06

Komponen	yi	Po	yi.Po
H <sub>2</sub> O	0.0002	263.57	0.06
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.9998	761.02	760.85
	1.00		760.91



$$\begin{aligned}
 \text{Diperoleh tekanan uap fluida} &= 760.91 \text{ mmHg} \\
 &= 1.00 \text{ atm} \\
 &= 1.01 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

$$P_1 = 1.01 \text{ bar}$$

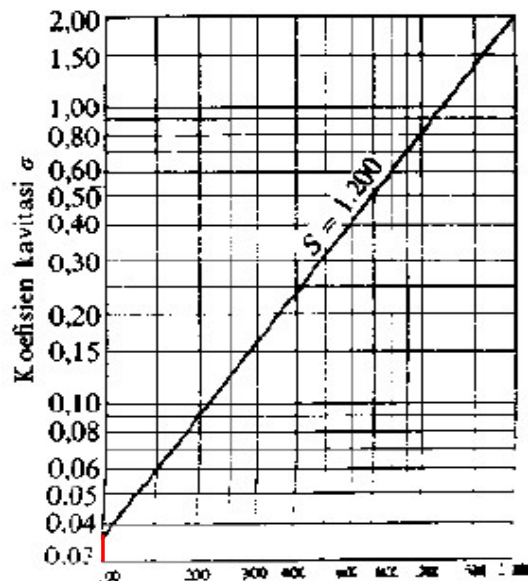
$$P_{\text{uap}} = 1.01 \text{ bar}$$

$$\Delta P = -1.E-03 \text{ bar} = -116.62 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH} &= \frac{-116.62}{8,469.58} + 1.0 - 0.52 \\
 &= 0.47 \text{ m}
 \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan

Dari Gambar. 2.20, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 46,



$$\text{diperoleh } \sigma = 0.035$$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0.04 \times 0.47 \\
 &= 0.016 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka, karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang memenuhi syarat.

**POMPA  
(P-05)**

**Tugas** : Memompa cairan dari akumulator 1 (ACC-01) menuju menara distilasi (MD-01)  
          : sebanyak 3153.03 kg/jam

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal

**Data Fluida**

Suhu = 72.94 °C

$P_1$  = 1.00 atm

$P_2$  = 1.00 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 2.00 in

OD = 2.38 in

ID = 2.07 in

**Spesifikasi Pompa**

Kapasitas pompa = 4.78 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 13.15 m

Kecepatan putar = 712.50 rpm

Motor standard = 0.75 HP

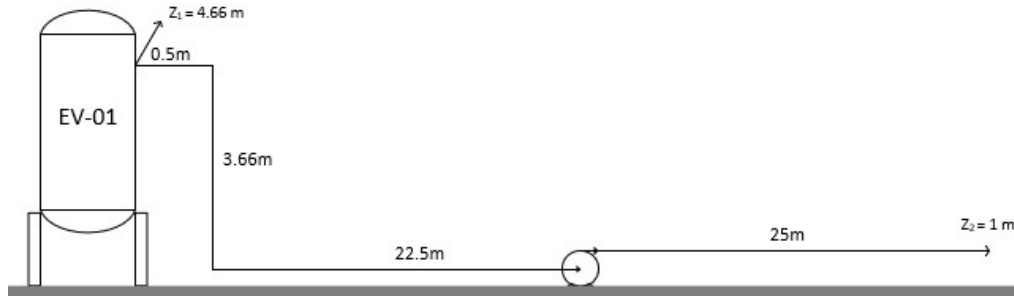
**NPSH**

NPSH yang tersedia = 0.47 m

NPSH yang diperlukan = 0.016 m

## POMPA (P-06)

**Tugas** : Memompa arus recycle asam asetat dari evaporator (EV-01) menuju suhu campuran 1 (Tmix-01) dengan laju alir 2978.68 kg/jam  
**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal



**Gambar 1.** Sistem pompa (P-06)

### Informasi penunjang:

**Bidang datum** = Permukaan tanah ( $Z = 0$  m)

**Titik 1** = Ujung pipa keluaran evaporator 1 (EV-01)

$P_1 = 1 \text{ atm} = 1.01 \text{ bar}$

$Z_1 = 4.66 \text{ m}$

$V_1 = 0.6545 \text{ m/s}$

**Titik 2** = Pipa masukan Vaporizer (VP-01)

$P_2 = 1.45 \text{ atm} = 1.47 \text{ bar}$

$Z_2 = 1 \text{ m}$

### Data Fluida

Suhu =  $100.00 \text{ }^\circ\text{C} = 373.00 \text{ K}$

Tekanan =  $1.00 \text{ atm}$

### Data fluida masuk

Tabel 1. Data komponen yang dipompakan menuju suhu campuran 1 (Tmix-01)

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi Massa	Fraksi Mol
H <sub>2</sub> O	5.96	0.33	0.002	0.0066
CH <sub>3</sub> COOH	2,972.72	49.50	0.998	0.9934
Total	2,978.68	49.84	1.00	1.00

## 1. Kapasitas Pompa

### Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_L$  = Densitas cairan (gr/cm<sup>3</sup>)

T = Temperatur (K)

T<sub>c</sub> = Temperatur kritis (K)

A, B, n = Konstanta

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	Tc	xi	$\rho_i$	$x_i \cdot \rho_i$ (gr/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.0066	0.96	0.0063
CH <sub>3</sub> COOH	0.35182	0.26954	0.26843	592.71	0.9934	0.96	0.9542
					1.00		0.9606

Maka, densitas cairan ( $\rho_L$ ) adalah : 0.9606 gr/ml  
 = 960.57 kg/m<sup>3</sup>  
 = 59.97 lb/ft<sup>3</sup>

Maka, Volume fluida yang dipompa (QL) :

$$QL = \frac{\text{Laju Massa}}{\text{Densitas}}$$

$$QL = \frac{2,978.68}{960.57}$$

$$= 3.10 \text{ m}^2/\text{jam}$$

$$= 0.0009 \text{ m}^2/\text{s}$$

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 0.0009 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 960.57 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$D_{opt} = 0.363 \times 0.0009^{0.45} \times 960.57^{0.13}$$

$$= 0.04 \text{ m}$$

$$= 1.46 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$NPS = 1.50 \text{ in}$$

$$Sc.no = 40$$

$$OD = 1.90 \text{ in} = 0.0483 \text{ m}$$

$$ID = 1.61 \text{ in} = 0.0409 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 2.04 \text{ in}^2 = 0.0013 \text{ m}^2$$

## 3. Head Pompa

### a. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa *Steel Commercial*.

Berdasarkan Tabel. 6.1, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, Frank M. White, 1997.

$$\text{Maka, diperoleh kekerasan pipa } \varepsilon = 0.00015 \text{ ft}$$

$$= 4.6E-05 \text{ m}$$

MATERIAL	CONDITION	$\mu$	mm	Uncertainty, %
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

Berdasarkan data diatas, diperoleh kekerasan relatif :

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0.000046}{0.0409}$$

$$= 0.0011$$

## c. Kecepatan Linear

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{lin} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$V_{lin} = \frac{0.0009}{0.0013}$$

$$= 0.6545 \text{ m/jam}$$

## d. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., "Chemical Properties Handbook" (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = 10^{(A + B/T + C.T + D.T^2)}$$

Dengan:

A, B, C, D = Konstanta

$\mu$  = Viskositas fase cair (cP)

T = Temperatur (K)

Tabel 3. Data Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D	$x_i$	$\mu_i$	$x_i \cdot \mu_i$
H <sub>2</sub> O	-10.22	1792.5	0.0177	-1.E-05	0.0066	0.28	0.0019
CH <sub>3</sub> COOH	-3.89	784.8	0.0067	-8.E-06	0.9934	0.45	0.4515

$$\text{Maka diperoleh viskositas fluida} = 0.45 \text{ cP}$$

$$= 1.63 \text{ kg/m.jam}$$

$$= 0.0005 \text{ kg/m.s}$$

## e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho L \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

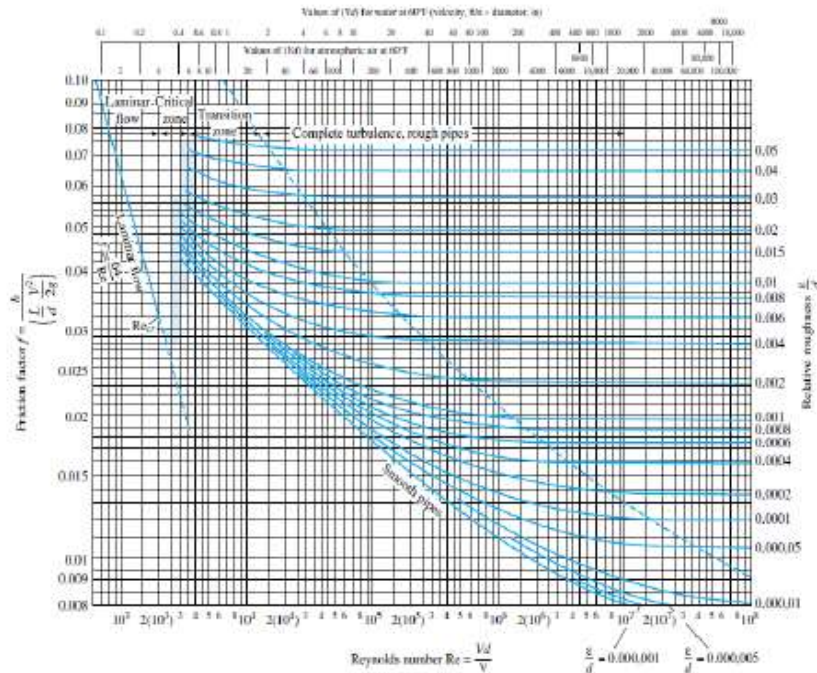
$$Re = \frac{960.57 \times 0.0409 \times 0.65}{0.0005}$$

$$= 56704.97$$

f. Head Karena Friksi

Faktor Friksi Darcy

Diperoleh dari Fig. 6.13, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, White ,F.M., 1997 Diperoleh nilai fricti factor (f) = 0.024

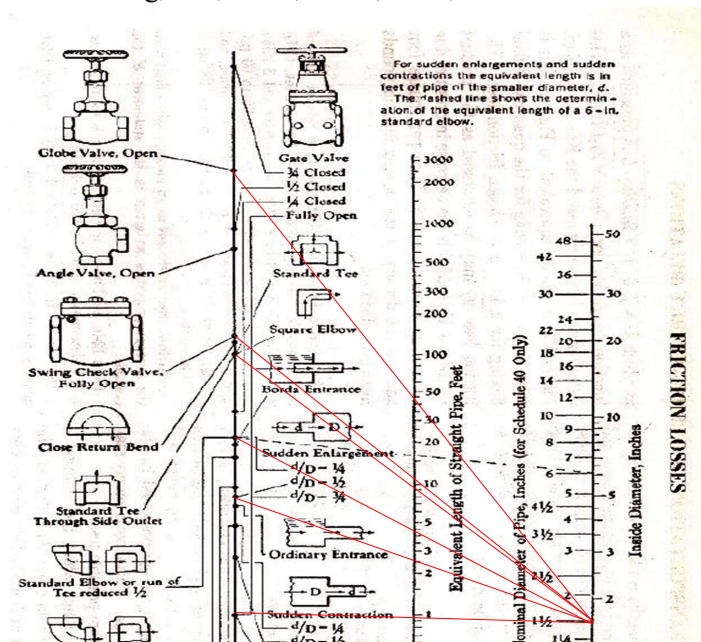


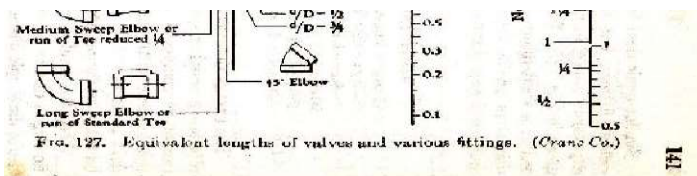
Panjang Pipa

Panjang pipa lurus = 52.91 m

Panjang Ekvivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :





Perihal	Le (ft)	Jumlah	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Ordinary entrance	2.20	1	2.20	0.67
Standard elbow	3.70	10	37.00	11.28
Globe valve	45.00	1	45.00	13.72
Swing check valve	11.00	1	11.00	3.35
Sudden contraction	0.90	1	0.90	0.27
Sudden enlargement	2.50	1	2.50	0.76
Standard Tee	10.00	1	10.00	3.05
<b>Total</b>			106.40	32.43

Diperoleh Le = 32.43 m

### Head Karena Friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach:

$$hf = \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$hf = \frac{0.024 \times (52.91+32.43) \times 0.65^2}{2 \times 9.8 \times 0.0409}$$

$$= 1.09 \text{ m}$$

### g. Rapat Berat (Weight Density)

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\gamma = \rho g \times g$$

$$= 9,413.58 \text{ N/m}^3$$

### h. Head Pompa

Dihitung dengan Persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V \text{lin}1^2}{2.g} + H \text{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V \text{lin}2^2}{2.g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)

hf = Head karena friksi (m)

Z<sub>1</sub> = Elevasi titik 1 (m)

Z<sub>2</sub> = Elevasi titik 2 (m)

Hman = Head pompa (m)

P<sub>1</sub> = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P<sub>2</sub> = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V<sub>1</sub> = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V<sub>2</sub> = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

### Head Beda Tekanan

P<sub>1</sub> = 1.01 bar

$$P_2 = 1.47 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 0.46 \text{ bar} = 45598.50 \text{ N/m}^3$$

$$\text{Maka, head beda tekanan} = \frac{45598.50}{9,413.58} = 4.84 \text{ m}$$

#### Head Potensial

$$\begin{aligned} Z_2 - Z_1 &= 4.7 - 1.00 \\ &= 3.66 \text{ m} \end{aligned}$$

#### Head Kinetik

$$\frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2 \cdot g} = \frac{0.65^2 - 0.65^2}{2 \times 9.8} = 0.00 \text{ m}$$

Maka, head pompa :

$$\begin{aligned} H_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2 \cdot g} + h_f \\ H_{man} &= 4.84 + 3.66 + 0.00 + 1.09 \\ &= 9.60 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 4. Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

H = Head blower (m)

n = Kecepatan putar (rpm)

ns = Kecepatan spesifik

QL = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

#### Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 750 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

n = 712.5 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$\begin{aligned} ns &= \frac{712.5\sqrt{0.0009}}{9.60^{0.75}} \\ &= 87.27 \end{aligned}$$

#### 5. Daya Gerak Pompa

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times H_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Effisiensi pompa

H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

QL = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/s)

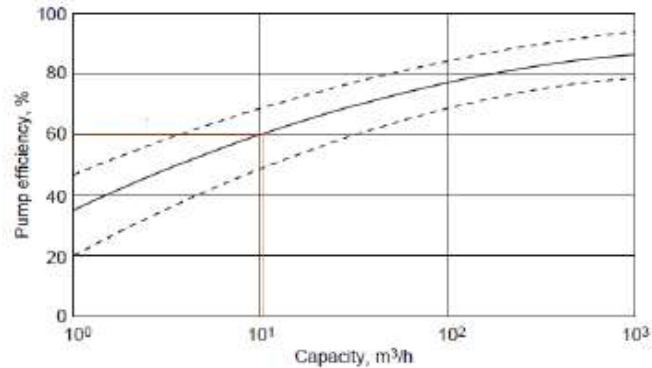
W = Daya penggerak poros (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)



### Efisiensi Pompa

Dari Fig. 10. 63, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Des: Elsevier San Diego, 2008, hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

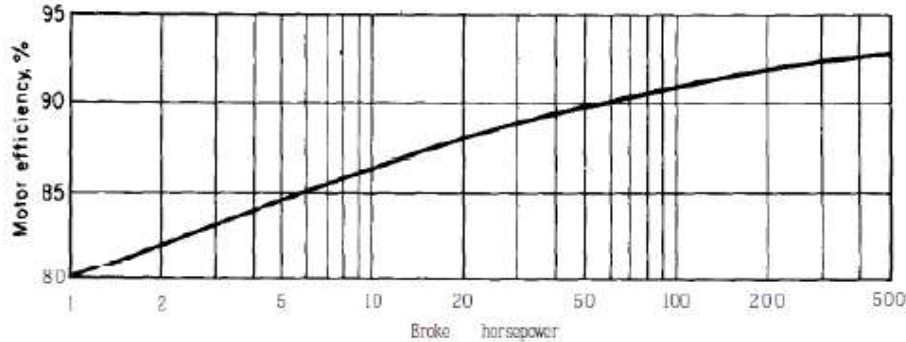
Diperoleh, efisiensi pompa (efp) = 0.8

Maka, daya gerak pompa :

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0.00 \times 9,413.58 \times 9.6}{0.8} \\ &= 32.45 \text{ Watt} \\ &= 0.04 \text{ HP} \end{aligned}$$

### **6. Motor Standar**

Dari Fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991), halaman 521,



Diperoleh efisiensi motor = 0.80

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0.04}{0.80} \\ &= 0.05 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 0.5 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

### **7. Net Positive Suction Head ( NPSH)**

a. NPSH yang tersedia

Dari pers. 2.29, "Pompa dan Kompresor", Sularso, 2000, hal. 44 :

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{\text{uap}}}{\gamma} + h_s - h_{f1}$$

Menentukan Head isap Statis pada Daerah Hisap (hs)

$$Z_{\text{cairan}} = 4.66 \text{ m}$$

$$Z_{\text{pompa}} = 1.00 \text{ m}$$

$$h_s = Z_{\text{pompa}} - Z_{\text{cairan}} = 3.66 \text{ m}$$

Menentukan Head Friski pada Daerah Hisap (hfl)

- Panjang Pipa Lurus

$$\text{Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah} = 34.2 \text{ m}$$

- Panjang Ekuivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
Ordinary entrance	2.20	1	2.20	0.67
Standard elbow	3.70	5	18.50	5.64
Globe valve	45.00	0	0.00	0.00
Swing check valve	11.00	0	0.00	0.00
Sudden contraction	0.90	1	0.90	0.27
Sudden enlargement	2.50	0	0.00	0.00
Standard Tee	10.00	0	0.00	0.00
<b>Total</b>			19.40	5.91

$$\text{Diperoleh } L_e = 5.91 \text{ m}$$

Maka, Head Karena Friski Pada Daerah Hisap :

$$\begin{aligned} h_{fl} &= \frac{f \times (L+L_e) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0.024 \times (34.2+5.91) \times 0.65^2}{2 \times 9.8 \times 0.0409} \\ &= 0.51 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Uap Fluida

Persamaan dan data diperoleh dari yaws, C, L,, "Chemicak Properties handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\text{Log}(P^\circ) = A + B/T + C.\text{Log}(T) + D.T + E.T^2$$

Dimana :

$$P^\circ = \text{Tekanan uap (mmHg)}$$

$$A, B, C, D, \text{ dan } E = \text{Koefisien}$$

$$T = \text{Suhu (K)}$$

Tabel 4. Data Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29.86	-3152.2	-7.3037	2.425E-09	1.809E-06
CH <sub>3</sub> COOH	28.38	-2973.4	-7.032	-1.51E-09	2.181E-06

Komponen	yi	Po	yi.Po
H <sub>2</sub> O	0.0066	755.54	5.02
CH <sub>3</sub> COOH	0.9934	420.29	417.50
	1.00		422.51

$$\text{Diperoleh tekanan uap fluida} = 422.51 \text{ mmHg}$$

$$= 0.5559 \text{ atm}$$

$$= 0.5633 \text{ bar}$$

$$P_1 = 1.01 \text{ bar}$$

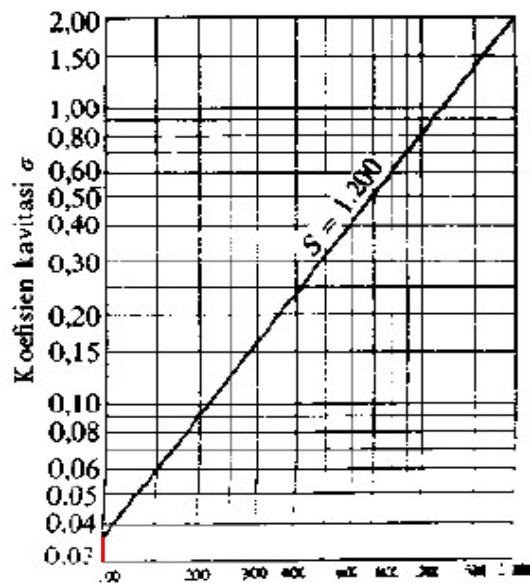
$$P_{uap} = 0.56 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 0.45 \text{ bar} = 44999.51 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH} &= \frac{44999.51}{9,413.58} + 3.66 - 0.02 \\ &= 0.61 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan

Dari Gambar. 2.20, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 46,



diperoleh  $\sigma = 0.035$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0.04 \times 0.61 \\ &= 0.02 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang memenuhi syarat.

**POMPA  
(P-06)**

**Tugas** : Memompa arus recycle asam asetat dari evaporator (EV-01) menuju suhu campuran 1 (Tmix-01) dengan laju alir 2978.68 kg/jam

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal

**Data Fluida**

Suhu = 100.00 °C

$P_1$  = 1.00 atm

$P_2$  = 1.45 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 1.50 in

OD = 1.90 in

ID = 1.61 in

**Spesifikasi Pompa**

Kapasitas pompa = 3.10 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 2.28 m

Kecepatan putar = 712.50 rpm

Motor standard = 0.50 HP

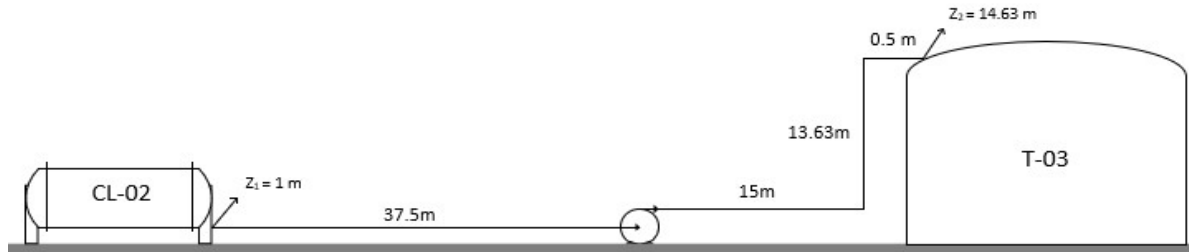
**NPSH**

NPSH yang tersedia = 0.61 m

NPSH yang diperlukan = 0.02 m

**POMPA  
(P-07)**

**Tugas** : Memompa cairan dari cooler 2 (CL-02) menuju tangki penyimpanan vinil asetat (T-03) sebanyak 7587.13 kg/jam  
**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal



**Gambar 1.** Sistem pompa (P-07)

**Informasi penunjang:**

**Bidang datum** = Permukaan tanah ( $Z = 0$  m)

**Titik 1** = Ujung pipa keluaran cooler 2 (CL-02)

$P_1 = 0.98 \text{ atm} = 0.99 \text{ bar}$

$Z_1 = 1.00 \text{ m}$

$V_1 = 0.7508 \text{ m/s}$

**Titik 2** = Pipa masukan tangki vinil asetat (T-03)

$P_2 = 1.00 \text{ atm} = 1.01 \text{ bar}$

$Z_2 = 14.63 \text{ m}$

**Data Fluida**

Suhu =  $40.00 \text{ }^\circ\text{C} = 313.00 \text{ K}$

Tekanan =  $0.98 \text{ atm}$

**Data fluida masuk**

Tabel 1. Data komponen yang dipompakan menuju suhu campuran 1 ( $T_{\text{mix-01}}$ )

Komponen	Massa (kg/jam)	Mol (kmol/jam)	Fraksi Massa	Fraksi Mol
H <sub>2</sub> O	10.59	0.59	0.00140	0.0066
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	7,576.54	88.01	0.99860	0.9934
Total	7,587.13	88.60	1.00	1.00

**1. Kapasitas Pompa**

Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_L$  = Densitas cairan (gr/cm<sup>3</sup>)

T = Temperatur (K)

T<sub>c</sub> = Temperatur kritis (K)

A, B, n = Konstanta

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	Tc	xi	ρi	xi.ρi (gr/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.0066	1.01	0.0067
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.3184	0.258	0.2827	524.00	0.9934	0.91	0.9017
					1.00		0.9084

Maka, densitas cairan (ρL) adalah : 0.9084 gr/ml  
 = 908.40 kg/m<sup>3</sup>  
 = 56.71 lb/ft<sup>3</sup>

Maka, Volume fluida yang dipompa (QL) :

$$QL = \frac{\text{Laju Massa}}{\text{Densitas}}$$

$$QL = \frac{7587.13}{908.40}$$

$$= 8.35 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 0.0023 \text{ m}^3/\text{s}$$

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 0.0023 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 908.40 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$D_{opt} = 0.363 \times 0.0023^{0.45} \times 908.4^{0.13}$$

$$= 0.06 \text{ m}$$

$$= 2.26 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$NPS = 2.50 \text{ in}$$

$$Sc.no = 40$$

$$OD = 2.88 \text{ in} = 0.0732 \text{ m}$$

$$ID = 2.47 \text{ in} = 0.0627 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 4.79 \text{ in}^2 = 0.0031 \text{ m}^2$$

## 3. Head Pompa

### a. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa *Steel Commercial*.

Berdasarkan Tabel. 6.1, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, Frank M. White, 1997.

$$\text{Maka, diperoleh kekerasan pipa } \varepsilon = 0.00015 \text{ ft}$$

$$= 4.6E-05 \text{ m}$$

Material	Condition	ε		Uncertainty, %
		ft	mm	
Steel	Commercial	0.00015	4.6E-05	± 20

Steel	Sheet metal, new	0.00016	0.05	± 60
	Stainless, new	0.000007	0.002	± 50
	Commercial, new	0.00015	0.046	± 30
	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
Iron	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

## b. Kekerasan Relatif

Berdasarkan data diatas, diperoleh kekerasan relatif :

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0.000046}{0.0627}$$

$$= 0.0007$$

## c. Kecepatan Linear

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{lin} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$V_{lin} = \frac{0.0023}{0.0031}$$

$$= 0.7508 \text{ m/jam}$$

## d. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., “Chemical Properties Handbook” (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = 10^{(A + B/T + C.T + D.T^2)}$$

Dengan:

A, B, C, D = Konstanta

$\mu$  = Viskositas fase cair (cP)

T = Temperatur (K)

Tabel 3. Data Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D	$x_i$	$\mu_i$	$x_i \cdot \mu_i$
H <sub>2</sub> O	-10.22	1792.5	0.0177	-1.E-05	0.0066	0.67	0.0044
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-9.07	1186.3	0.0227	-2.E-05	0.9934	0.36	0.3561

$$\text{Maka diperoleh viskositas fluida} = 0.36 \text{ cP}$$

$$= 1.30 \text{ kg/m.jam}$$

$$= 0.0004 \text{ kg/m.s}$$

## e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho L \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

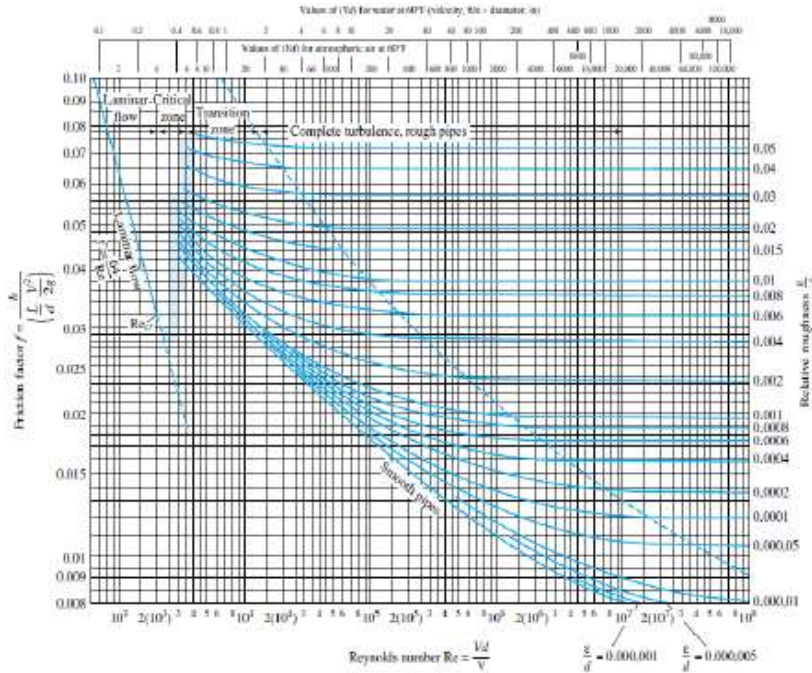
$$Re = \frac{908.40 \times 0.0627 \times 0.75}{0.0004}$$

$$= 118640.51$$

f. Head Karena Friksi

Faktor Friksi Darcy

Diperoleh dari Fig. 6.13, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, White ,F.M., 1997 Diperoleh nilai fricti factor (f) = 0.0215

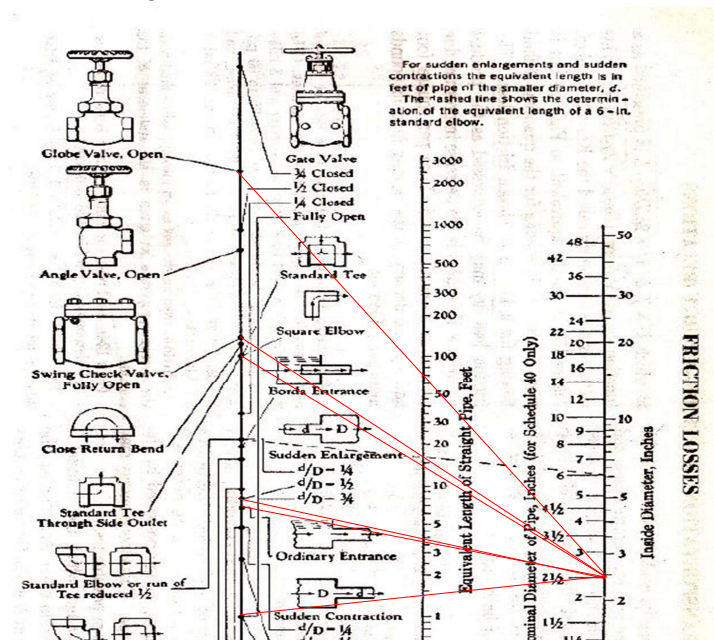


Panjang Pipa

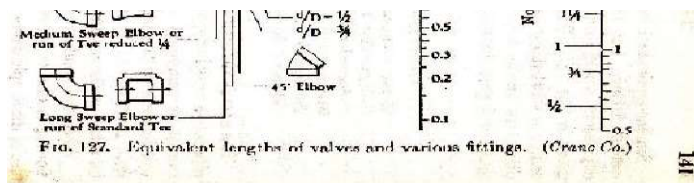
Panjang pipa lurus = 66.63 m

Panjang Ekvivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :







Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
Ordinary entrance	3.40	1	3.40	1.04
Standard elbow	7.00	3	21.00	6.40
Globe valve	70.00	1	70.00	21.34
Swing check valve	17.50	1	17.50	5.33
Sudden contraction	1.40	1	1.40	0.43
Sudden enlargement	3.50	1	3.50	1.07
<b>Total</b>			<b>116.80</b>	<b>35.60</b>

Diperoleh  $Le = 35.60 \text{ m}$

#### Head Karena Friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach:

$$h_f = \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$h_f = \frac{0.0215 \times (66.63+35.6) \times 0.75^2}{2 \times 9.8 \times 0.0627}$$

$$= 1.01 \text{ m}$$

#### g. Rapat Berat (Weight Density)

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\gamma = \rho g \times g$$

$$= 8,902.27 \text{ N/m}^3$$

#### h. Head Pompa

Dihitung dengan Persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V \text{lin}^2}{2 \cdot g} + H_{\text{man}} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V \text{lin}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $\text{m/s}^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{\text{man}}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

#### Head Beda Tekanan

$P_1 = 0.99 \text{ bar}$

$P_2 = 1.01 \text{ bar}$

$$\Delta P = 0.02 \text{ bar} = 2026.60 \text{ N/m}^3$$

$$\text{Maka, head beda tekanan} = \frac{2026.60}{8,902.27} = 0.23 \text{ m}$$

Head Potensial

$$Z_2 - Z_1 = 14.63 - 1$$

$$= 13.63 \text{ m}$$

Head Kinetik

$$\frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2.g} = \frac{0.75^2 - 0.75^2}{2 \times 9.8} = 0.00 \text{ m}$$

Maka, head pompa :

$$H_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2.g} + hf$$

$$H_{man} = 0.23 + 13.63 + 0.00 + 1.01$$

$$= 14.87 \text{ m}$$

**4. Kecepatan Spesifik**

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

H = Head blower (m)

n = Kecepatan putar (rpm)

ns = Kecepatan spesifik

QL = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 750 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

n = 712.5 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$ns = \frac{712.5\sqrt{0.0023}}{14.87^{0.75}}$$

$$= 35.11$$

**5. Daya Gerak Pompa**

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times H_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Efisiensi pompa

H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

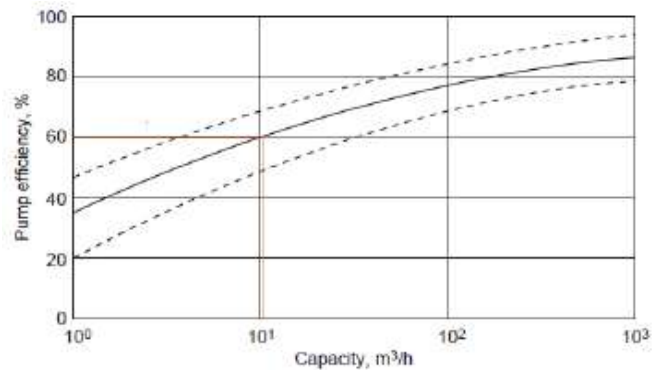
QL = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/s)

W = Daya penggerak poros (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

Efisiensi Pompa

Dari Fig. 10. 63, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Des: Elsevier San Diego, 2008, hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

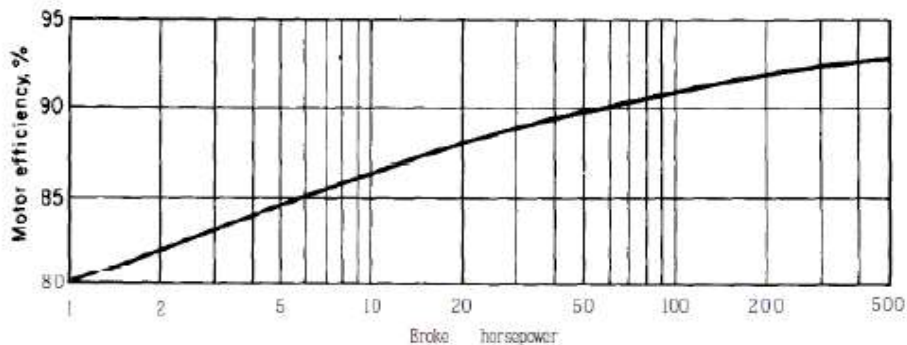
Diperoleh, efisiensi pompa (efp) = 0.58

Maka, daya gerak pompa :

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0.002 \times 8,902.27 \times 14.9}{0.58} \\ &= 529.36 \text{ Watt} \\ &= 0.71 \text{ HP} \end{aligned}$$

## 6. Motor Standar

Dari Fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991), halaman 521,



Diperoleh efisiensi motor = 0.80

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0.71}{0.80} \\ &= 0.89 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 1 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

## 7. Net Positive Suction Head ( NPSH)

a. NPSH yang tersedia

Dari pers. 2.29, "Pompa dan Kompresor", Sularso, 2000, hal. 44 :

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head isap Statis pada Daerah Hisap (hs)

Zcairan = 1.00 m

$$Z_{\text{pompa}} = 1.00 \text{ m}$$

$$h_s = Z_{\text{pompa}} - Z_{\text{cairan}} = 0.00 \text{ m}$$

Menentukan Head Friski pada Daerah Hisap (hfl)

- Panjang Pipa Lurus

$$\text{Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah} = 37.5 \text{ m}$$

- Panjang Ekuivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
<i>Ordinary entrance</i>	3.40	0	0.00	0.00
<i>Standard elbow</i>	7.00	2	14.00	4.27
<i>Globe valve</i>	70.00	0	0.00	0.00
<i>Swing check valve</i>	17.50	0	0.00	0.00
<i>Sudden contraction</i>	1.40	1	1.40	0.43
<i>Sudden enlargement</i>	3.50	0	0.00	0.00
<b>Total</b>			15.40	4.69

$$\text{Diperoleh } L_e = 4.69 \text{ m}$$

Maka, Head Karena Friski Pada Daerah Hisap :

$$\begin{aligned} h_{fl} &= \frac{f \times (L+L_e) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0.0215 \times (37.5+4.69) \times 0.75^2}{2 \times 9.8 \times 0.0627} \\ &= 0.52 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Uap Fluida

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\text{Log}(P^{\circ}) = A + B/T + C \cdot \text{Log}(T) + D \cdot T + E \cdot T^2$$

Dimana :

$$P^{\circ} = \text{Tekanan uap (mmHg)}$$

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

T = Suhu (K)

Tabel 4. Data Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29.86	-3152.20	-7.30	2.425E-09	1.809E-06
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	12.72	-2177.00	-0.91	-0.004569	2.967E-06

Komponen	y <sub>i</sub>	P <sub>o</sub>	y <sub>i</sub> ·P <sub>o</sub>
H <sub>2</sub> O	0.0066	54.97	0.37
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.9934	221.30	219.83
	1.00		220.19

$$\begin{aligned} \text{Diperoleh tekanan uap fluida} &= 220.19 \text{ mmHg} \\ &= 0.2897 \text{ atm} \\ &= 0.2936 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$P_1 = 0.99 \text{ bar}$$

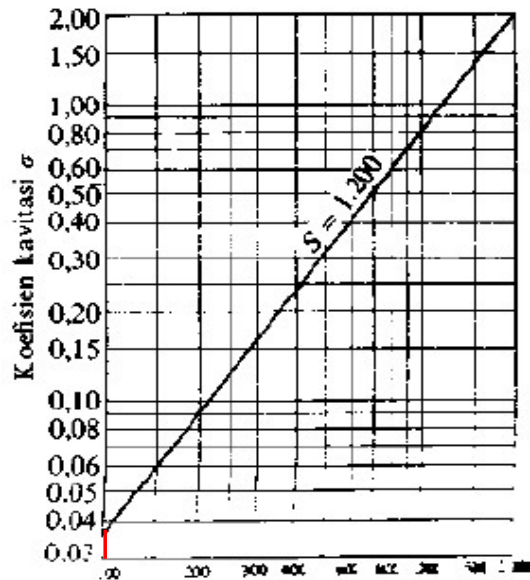
$$P_{\text{uap}} = 0.29 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 0.6995 \text{ bar} = 69947.02 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH} &= \frac{69947.02}{8,902.27} + 0.0 - 0.52 \\ &= 7.44 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan

Dari Gambar. 2.20, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 46,



diperoleh  $\sigma = 0.035$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0.04 \times 7.44 \\ &= 0.26 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang memenuhi syarat.

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

**Tugas** : Memompa cairan dari cooler 2 (CL-02) menuju tangki penyimpanan vinil asetat (T-03) sebanyak 7587.13 kg/jam

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal

**Data Fluida**

Suhu = 40.00 °C

$P_1$  = 0.98 atm

$P_2$  = 1.00 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 2.50 in

OD = 2.88 in

ID = 2.47 in

**Spesifikasi Pompa**

Kapasitas pompa = 8.35 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 14.87 m

Kecepatan putar = 712.50 rpm

Motor standard = 1.00 HP

**NPSH**

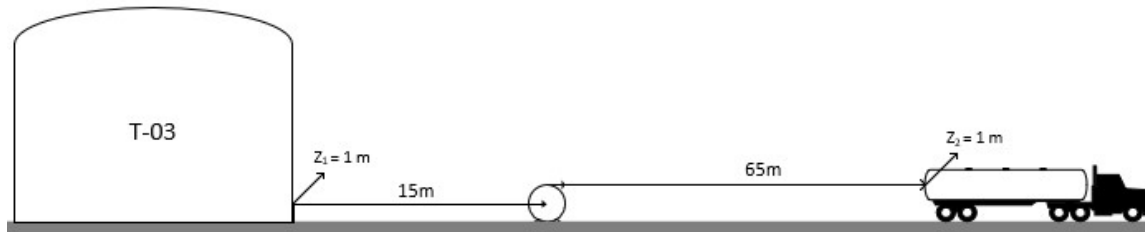
NPSH yang tersedia = 7.44 m

NPSH yang diperlukan = 0.26 m

## POMPA (P-08)

**Tugas** : Memompa cairan dari tangki vinil asetat (T-03) menuju mobil tangki produk

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal



**Gambar 1.** Sistem pompa (P-08)

### Informasi penunjang:

**Bidang datum** = Permukaan tanah ( $Z = 0$  m)

**Titik 1** = Ujung pipa keluaran tangki vinil asetat (T-03)

$P_1$  = 1.00 atm = 1.01 bar

$Z_1$  = 1.00 m

$V_1$  = 1.91 m/s

**Titik 2** = mobil tangki produk

$P_2$  = 1.00 atm = 1.01 bar

$Z_2$  = 1.00 m

### Data Fluida

Suhu = 40.00 °C = 313.00 K

Tekanan = 1.00 atm

### Data fluida pada tangki

Tabel 1. Data komponen yang dipompakan menuju mobil tangki produk

Komponen	Massa (kg)	Mol (kmol)	Fraksi Massa	Fraksi Mol
H <sub>2</sub> O	7,624.80	423.60	0.00140	0.0066
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	5,455,108.8	63,365.19	0.99860	0.9934
Total	5,462,733.6	63,788.79	1.00	1.00

### 1. Kapasitas Pompa

#### Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$\rho_L$  = Densitas cairan (gr/cm<sup>3</sup>)

T = Temperatur (K)

T<sub>c</sub> = Temperatur kritis (K)

A, B, n = Konstanta

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	Tc	xi	ρi	xi.ρi (gr/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	0.0066	0.01	0.0067
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.3184	0.258	0.2827	524.00	0.9934	0.90	0.9017
					1.00		0.9084

$$\begin{aligned} \text{Maka, densitas cairan } (\rho_L) \text{ adalah : } & 0.9084 \text{ gr/ml} \\ & = 908.40 \text{ kg/m}^3 \\ & = 56.71 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

Maka, Volume fluida yang dipompa (VL) :

$$\begin{aligned} VL &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ VL &= \frac{5462733.60}{908.40} \\ &= 6013.61 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang:

$$\begin{aligned} \text{Kecepatan volume pompa sebesar} &= 128 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.0356 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

$$\text{Sehingga waktu kerja pompa didapat} = \frac{VL}{QL} = \frac{6013.61}{128} = 46.98 \text{ jam}$$

$$G = \frac{\text{Massa}}{\text{Waktu}} = \frac{5462733.60}{46.98} = 116274.58 \text{ kg/jam}$$

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 293 G^{0.53} \rho^{-0.37}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$G = 116,274.58 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 908.40 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 293 \times 116274.58^{0.45} \times 908.4^{-0.37} \\ &= 148.65 \text{ mm} \\ &= 0.1487 \text{ m} \\ &= 5.85 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$\text{NPS} = 6.00 \text{ in}$$

$$\text{Sc.no} = 40$$

$$\text{OD} = 6.63 \text{ in} = 0.1683 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 6.07 \text{ in} = 0.1541 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 28.90 \text{ in}^2 = 0.0186 \text{ m}^2$$



### 3. Head Pompa

#### a. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa *Steel Commercial*.

Berdasarkan Tabel. 6.1, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, Frank M. White, 1997.

Maka, diperoleh kekerasan pipa  $\epsilon = 0.00015 \text{ ft}$   
 $= 4.6\text{E-}05 \text{ m}$

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

Berdasarkan data diatas, diperoleh kekerasan relatif :

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0.000046}{0.1541}$$

$$= 0.0003$$

#### c. Kecepatan Linear

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{\text{lin}} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$V_{\text{lin}} = \frac{0.0356}{0.0186}$$

$$= 1.91 \text{ m/jam}$$

#### d. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., “Chemical Properties Handbook” (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = 10^{(A + B/T + C.T + D.T^2)}$$

Dengan:

A, B, C, D = Konstanta

$\mu$  = Viskositas fase cair (cP)

T = Temperatur (K)

Tabel 3. Data Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D	$\mu_i$	$\mu_i$	$\mu_i$
----------	---	---	---	---	---------	---------	---------

H <sub>2</sub> O	-10.22	1792.5	0.0177	-1.E-05	0.0066	0.67	0.0044
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	-9.07	1186.3	0.0227	-2.E-05	0.9934	0.36	0.3561

Maka diperoleh viskositas fluida = 0.36 cP  
 = 1.30 kg/m.jam  
 = 0.0004 kg/m.s

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho L \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

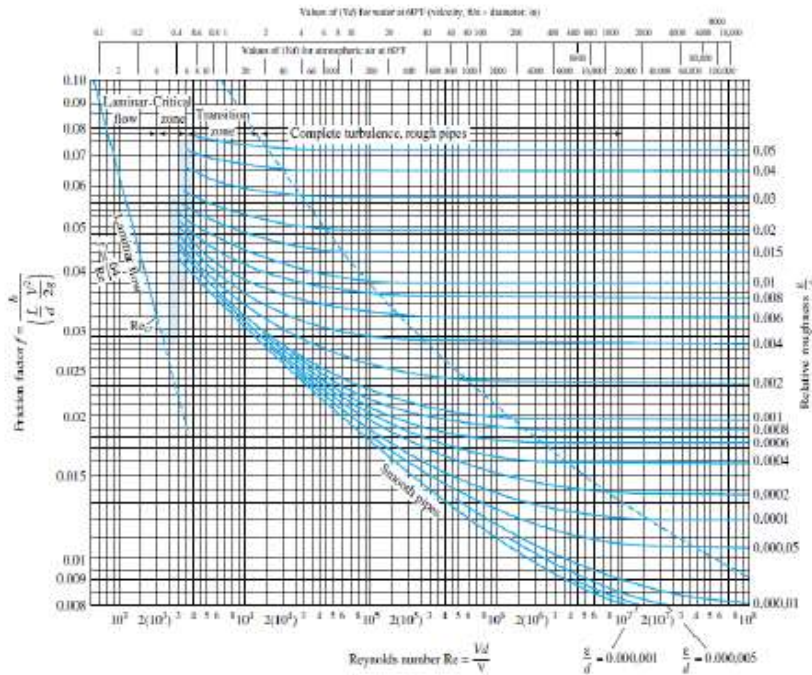
Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$Re = \frac{908.40 \times 0.1541 \times 1.91}{0.0004} = 740265.73$$

f. Head Karena Friksi

Faktor Friksi Darcy

Diperoleh dari Fig. 6.13, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, White ,F.M., 1997 Diperoleh nilai fricti factor (f) = 0.016

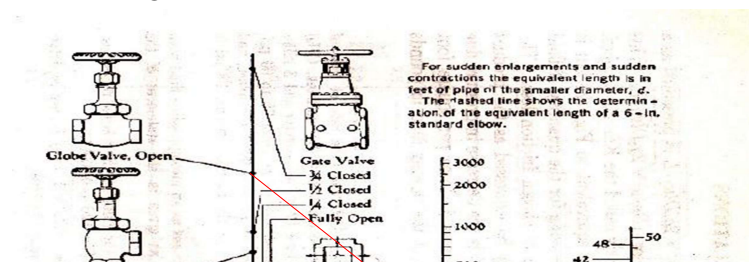


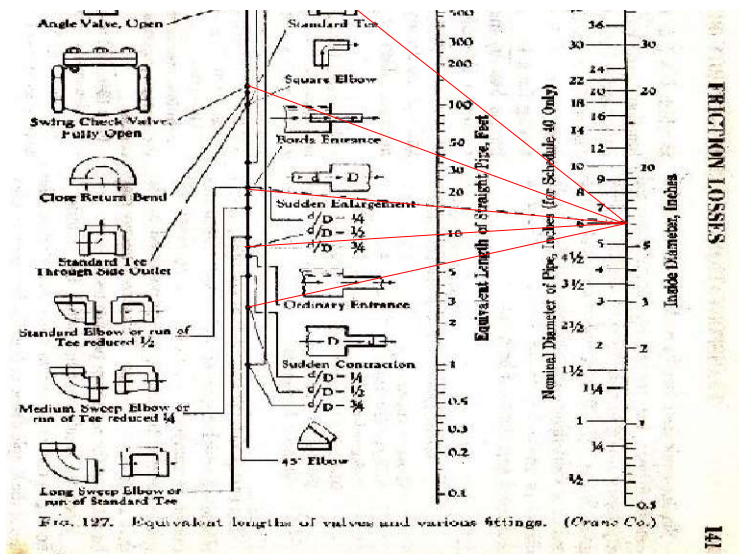
Panjang Pipa

Panjang pipa lurus = 80.00 m

Panjang Ekvivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :





Perihal	Le (ft)	Jumlah	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Standard elbow	11.00	5	55.00	16.76
Globe valve	160.00	1	160.00	48.77
Swing check valve	45.00	1	45.00	13.72
Sudden contraction	5.50	1	5.50	1.68
Sudden enlargement	11.00	1	11.00	3.35
<b>Total</b>			276.50	84.28

Diperoleh Le = 84.28 m

**Head Karena Friksi**

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach:

$$h_f = \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$h_f = \frac{0.016 \times (80+84.28) \times 1.91^2}{2 \times 9.8 \times 0.1541} = 3.17 \text{ m}$$

**g. Rapat Berat (Weight Density)**

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\gamma = \rho g \times g = 8,902.27 \text{ N/m}^3$$

**h. Head Pompa**

Dihitung dengan Persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V \text{lin}^2}{2 \cdot g} + H_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V \text{lin}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

- g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)
- hf = Head karena friksi (m)
- Z<sub>1</sub> = Elevasi titik 1 (m)
- Z<sub>2</sub> = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

Head Beda Tekanan

$P_1$  = 1.01 bar

$P_2$  = 1.01 bar

$\Delta P$  = 0.00 bar = 0.00 N/m<sup>3</sup>

Maka, head beda tekanan =  $\frac{0.00}{8,902.27} = 0.00$  m

Head Potensial

$Z_2 - Z_1 = 1.00 - 1.00$   
= 0.00 m

Head Kinetik

$\frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2.g} = \frac{1.91^2 - 1.91^2}{2 \times 9.8} = 0.00$  m

Maka, head pompa :

$H_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_{lin_2}^2 - V_{lin_1}^2}{2.g} + h_f$   
 $H_{man} = 0.00 + 0.00 + 0.00 + 3.17$   
= 3.17 m

#### 4. Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

$H$  = Head blower (m)

$n$  = Kecepatan putar (rpm)

$ns$  = Kecepatan spesifik

$QL$  = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 750 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

$n$  = 712.5 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$ns = \frac{712.5\sqrt{0.0356}}{2.58^{0.75}}$$

$$= 438.50$$

#### 5. Daya Gerak Pompa

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times H_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Efisiensi pompa

H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

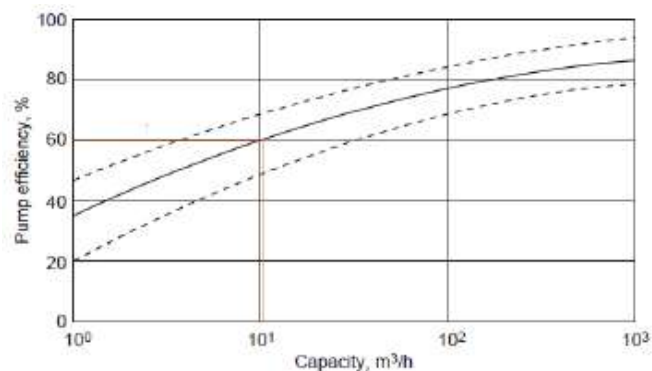
QL = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/s)

W = Daya penggerak poros (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

### Efisiensi Pompa

Dari Fig. 10. 63, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Des. Elsevier San Diego, 2008, hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

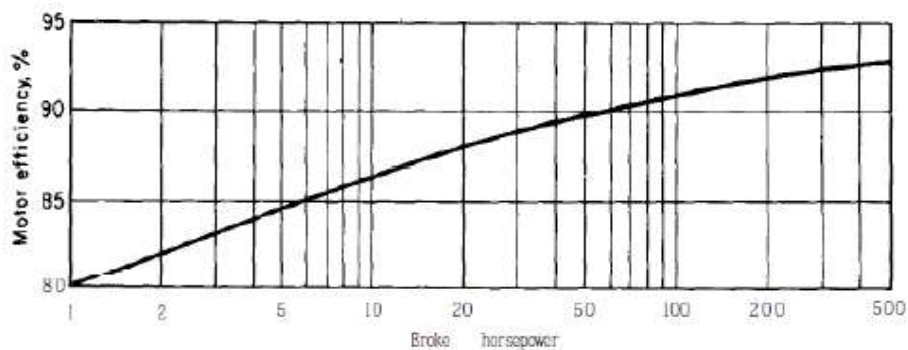
Diperoleh, efisiensi pompa (efp) = 0.82

Maka, daya gerak pompa :

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0.036 \times 8,902.27 \times 3.2}{0.82} \\ &= 1,221.96 \text{ Watt} \\ &= 1.64 \text{ HP} \end{aligned}$$

## 6. Motor Standar

Dari Fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991), halaman 521,



Diperoleh efisiensi motor = 0.82

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{1.64}{0.82} \\ &= 2.00 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 2 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

## 7. Net Positive Suction Head ( NPSH)

a. NPSH yang tersedia

Dari pers. 2.29, "Pompa dan Kompresor", Sularso, 2000, hal. 44 :

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{\text{uap}}}{\gamma} + h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head isap Statis pada Daerah Hisap ( $h_s$ )

Zcairan = 1.00 m

Zpompa = 1.00 m

$h_s = Z_{\text{pompa}} - Z_{\text{cairan}} = 0.00$  m

Menentukan Head Friski pada Daerah Hisap ( $h_{fl}$ )

- Panjang Pipa Lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah = 15.0 m

- Panjang Ekuivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
Standard elbow	11.00	0	0.00	0.00
Standard elbow	160.00	0	0.00	0.00
Globe valve	45.00	0	0.00	0.00
Swing check valve	5.50	1	5.50	1.68
Sudden contraction	11.00	0	0.00	0.00
<b>Total</b>			5.50	1.68

Diperoleh Le = 1.68 m

Maka, Head Karena Friski Pada Daerah Hisap :

$$\begin{aligned} h_{fl} &= \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0.0215 \times (15+1.68) \times 1.91^2}{2 \times 9.8 \times 0.1521} \\ &= 0.32 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Uap Fluida

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\text{Log}(P^0) = A + B/T + C \cdot \text{Log}(T) + D \cdot T + E \cdot T^2$$

Dimana :

$P^0$  = Tekanan uap (mmHg)

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

T = Suhu (K)

Tabel 4. Data Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29.86	-3152.20	-7.30	2.425E-09	1.809E-06
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	12.72	-2177.00	-0.91	-0.004569	2.967E-06

Komponen	$y_i$	$P_o$	$y_i.P_o$
H <sub>2</sub> O	0.0066	54.97	0.37
C <sub>4</sub> H <sub>6</sub> O <sub>2</sub>	0.9934	221.30	219.83
	1.00		220.19

$$\begin{aligned} \text{Diperoleh tekanan uap fluida} &= 220.19 \text{ mmHg} \\ &= 0.2897 \text{ atm} \\ &= 0.2936 \text{ bar} \end{aligned}$$

$$P_1 = 1.01 \text{ bar}$$

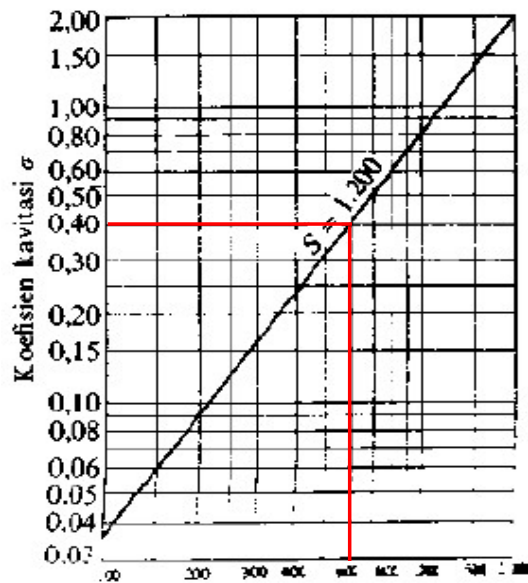
$$P_{\text{uap}} = 0.29 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 0.7197 \text{ bar} = 71973.62 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH} &= \frac{71973.62}{8,902.27} + 0.0 - 0.32 \\ &= 7.76 \text{ m} \end{aligned}$$

b. NPSH yang diperlukan

Dari Gambar. 2.20, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 46,



$$\text{diperoleh } \sigma = 0.40$$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0.40 \times 7.76 \\ &= 3.11 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang memenuhi syarat.

**POMPA  
(P-08)**

**Tugas** : Memompa cairan dari tangki vinil asetat (T-03) menuju mobil tangki produk

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal

**Data Fluida**

Suhu = 40.00 °C

$P_1$  = 1.00 atm

$P_2$  = 1.00 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 6.00 in

OD = 6.63 in

ID = 6.07 in

**Spesifikasi Pompa**

Kapasitas pompa = 128 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 3.17 m

Kecepatan putar = 712.50 rpm

Motor standard = 2.00 HP

**NPSH**

NPSH yang tersedia = 7.76 m

NPSH yang diperlukan = 1.94 m



## UTILITAS

Unit utilitas merupakan unit yang menyediakan bahan pendukung proses meliputi penyediaan air, *Dowtherm A*, listrik, udara tekan, dan bahan bakar.

### A. Air

Air diperoleh dari Unit Pengolahan Air PT. Kawasan Industri Gresik, kemudian diolah sehingga memenuhi persyaratan. Air yang ada akan digunakan untuk kebutuhan :

a) Air Pendingin, Air Servis dan Air Hidran

- Tidak mengandung partikel padatan
- Stabil dalam proses pendinginan
- Mampu membawa panas sebagai panas sensible
- Tidak menyebabkan korosi
- Bebas dari mikroba dan zat-zat organik

b) Air Kantor & Sanitasi

- Tidak mengandung partikel padatan
- Jernih dan tidak berwarna
- Tidak berbau dan tidak berasa
- Kesadahan rendah
- Bebas dari bakteri patogen dan non pathogen
- Tidak mengandung zat-zat organik

Pada proses disinfeksi digunakan klorin ( $\text{Cl}_2$ ) karena merupakan disinfektan yg sangat efisien untuk membunuh patogen penyebab penyakit, seperti bakteri, virus, dan protozoa yang mungkin tumbuh di dinding saluran air atau bak penyimpanan (Calderon, 2000). Adapun reaksi yang terjadi ketika klorin ( $\text{Cl}_2$ ) dilarutkan dalam air adalah sebagai berikut :



Adapun *threshold* klorin ( $\text{Cl}_2$ ) terlarut pada air untuk kantor & sanitasi menurut PerMenKes RI Nomor 492/MENKES/PER/IV/2010 adalah sebesar 0,5 mg/L air.

#### 1. Air sebagai media pendingin

Jumlah air pendingin digunakan sebagai media pendingin pada saat startup :

Tabel 1. Jumlah air pendingin dibutuhkan pada saat start up

Alat Pendingin	kg/jam
Kondensor Parsial (CDP-01)	82039.23
Kondensor Total (CD-01)	49231.47
Kondensor Total (CD-02)	1904.32
Cooler (CL-01)	2798.57
Cooler (CL-02)	6199.00
Cooler Utilitas (CLU-01)	15473.98
<b>Total</b>	<b>157646.57</b>

#### 2. Sanitasi

##### a. Karyawan shift

Kebutuhan air untuk kantor dirancang untuk memenuhi seluruh 96 orang karyawan shift dan tiap shift mendapatkan jatah 100 liter/orang untuk pemakaian 8 jam/hari. (Sularso, 2000 Tabel 2.9)

Sehingga diperoleh kebutuhan air karyawan shift :

$$= \frac{96 \text{ karyawan} \times 100 \text{ liter/hari.karyawan}}{8 \text{ jam/hari}}$$

$$= 1200.00 \text{ liter/jam} = 1232.40 \text{ kg/jam}$$

##### b. Karyawan non shift

Kebutuhan air untuk kantor dirancang untuk memenuhi 100 orang karyawan dan masing masing mendapatkan jatah 100 liter/orang untuk pemakaian 8 jam/hari. (Sularso, 2000 Tabel 2.9)

Sehingga diperoleh kebutuhan air untuk karyawan non shift:

$$= \frac{100 \text{ karyawan} \times 100 \text{ liter/hari.karyawan}}{8 \text{ jam/hari}}$$

$$= 1250.00 \text{ liter/jam} = 1283.75 \text{ kg/jam}$$

c. Kantin

Pengunjung kantin sebanyak 150 (75% total tenaga kerja) pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 30 liter/hari untuk pemakaian air rata-rata 5 jam dan pegawai kantin sebanyak 5 orang dengan kebutuhan air 100 liter/hari untuk pemakaian air rata-rata 8 jam/hari. (Sularso, 2000 Tabel 2.9)

Sehingga diperoleh kebutuhan air kantor :

$$= \frac{150 \text{ pengunjung} \times 30 \text{ liter/hari.karyawan}}{5 \text{ jam/hari}} + \frac{5 \text{ karyawan} \times 100 \text{ liter/hari.karyawan}}{8 \text{ jam/hari}}$$

$$= 962.50 \text{ liter/jam} = 988.49 \text{ kg/jam}$$

d. Poliklinik

Pengunjung poliklinik sebanyak 10 pengunjung dengan kebutuhan air rata-rata 120 liter/hari untuk pemakaian air rata-rata 10 Jam/hari dan pegawai poliklinik sebanyak 8 orang dengan kebutuhan air rata-rata 160 liter/orang. (Sularso, 2000 Tabel 2.9)

Sehingga diperoleh kebutuhan air kantor :

$$= \frac{10 \text{ pengunjung} \times 120 \text{ liter/hari.karyawan}}{10 \text{ jam/hari}} + \frac{8 \text{ karyawan} \times 160 \text{ liter/hari.karyawan}}{10 \text{ jam/hari}}$$

$$= 248.00 \text{ liter/jam} = 254.70 \text{ kg/jam}$$

e. Masjid

Pengunjung mushola rata-rata sebanyak 150 pengunjung (75% total tenaga kerja) dengan kebutuhan air rata-rata 30 liter/hari untuk pemakaian air 8 jam/hari. (Sularso, 2000 Tabel 2.9)

Sehingga diperoleh kebutuhan air kantor :

$$= \frac{150 \text{ karyawan} \times 100 \text{ liter/hari.karyawan}}{8 \text{ jam/hari}}$$

$$= 562.50 \text{ liter/jam} = 577.69 \text{ kg/jam}$$

f. Taman

Kebutuhan air untuk taman sebanyak 5000 liter/hari (ukuran 1 mobil tangki air).

Sehingga diperoleh kebutuhan air untuk taman :

$$= \frac{5000 \text{ liter/hari}}{24 \text{ jam/hari}}$$

$$= 208.33 \text{ liter/jam} = 213.96 \text{ kg/jam}$$

Total kebutuhan air untuk sanitasi pabrik :

$$= 1232.40 + 1283.75 + 988.49 + 254.70 + 577.69 + 213.96$$

$$= 4550.98 \text{ kg/jam}$$

### 3. Air hidran dan servis

a. Air Hidran

Kebutuhan air untuk pemadam kebakaran (hidran) sebanyak 260 liter/menit untuk pemakaian 1 bulan (Sularso, 2000 Tabel 2.9) Sehingga diperoleh air untuk pemadam kebakaran (hidran) :

$$= \frac{260 \text{ liter/menit} \times 60 \text{ menit/jam} \times 24 \text{ jar}}{24 \text{ jam/hari} \times 30 \text{ hari/bulan} \times 1 \text{ bulan}}$$

$$= 520.00 \text{ liter/jam} = 534.04 \text{ kg/jam}$$

b. Air Servis/Bengkel/Maintenance

Kebutuhan air servis disediakan 10% kebutuhan air sanitasi pabrik

Sehingga diperoleh air untuk air servis :

$$= 10\% \times 4550.98 \text{ kg/jam}$$

$$= 455.10 \text{ kg/jam} = 467.39 \text{ kg/jam}$$

Total kebutuhan air hidran dan servis  
 = 534.04 + 467.39  
 = 1001.43 kg/jam

4. Menghitung Kebutuhan Air

- Air yang hilang pada cooling tower

Air yang digunakan sebagai media pendingin umumnya keluar pada suhu 36°C-50°C, disini diambil suhu keluar 50°C. Agar air tersebut dapat digunakan kembali maka harus didinginkan pada alat cooling tower, saat didinginkan ada air yang hilang.

- Air yang hilang akan diganti dengan air make up = 8551.87 kg/jam
- Air kebutuhan kantor dan rumah tangga = 4550.98 kg/jam
- Air kebutuhan hidran dan servis = 1001.43 kg/jam
- Menghitung total kebutuhan Air

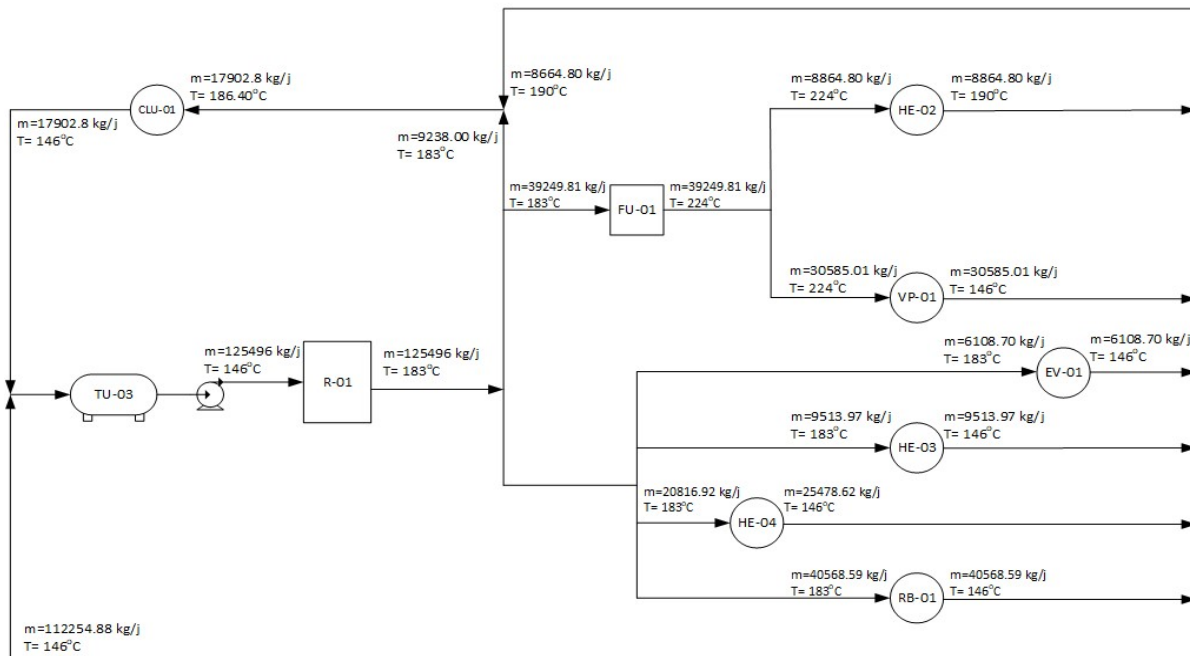
Tabel 2. Total Kebutuhan Air tiap Jam

Kebutuhan Air	Jumlah (kg/jam)
Air make up cooling tower	8551.87
Air sanitasi & perkantoran	4550.98
Air hidran & servis	1001.43
<b>Total</b>	<b>14104.3</b>

Jadi, total kebutuhan air = 14104.27 kg/jam = 13733.47 liter/jam

**B. Dowtherm A**

**SIKLUS PEMANAS DOWTHERM A**



### C. Listrik

#### 1. Kebutuhan Listrik untuk Proses

Listrik didalam pabrik ini digunakan untuk penggerak motor, dan instrument  
Daftar kebutuhan listrik untuk penggerak motor:

No.	Alat	HP
1	Pompa (P-01)	15
2	Pompa (P-02)	0.5
3	Pompa (P-03)	0.5
4	Pompa (P-04)	0.5
5	Pompa (P-05)	0.75
6	Pompa (P-06)	0.5
7	Pompa (P-07)	1
8	Pompa (P-08)	2
9	Blower (BL-01)	300
10	Blower (BL-02)	100
10	Blower (BLU-01)	10
11	Kompresor (KU-01)	10
12	Kompresor (KU-01)	11
13	Pompa (PU-01)	1
14	Pompa (PU-02)	7.5
15	Pompa (PU-03)	0.5
16	Pompa (PU-04)	15
17	Fan Cooling Tower	15
Total		491

Maka daya total untuk kebutuhan proses adalah

$$\begin{aligned}
 &= 491 \text{ HP} \\
 &= 365952.275 \text{ Watt} \\
 &= 365.95 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

#### 2. Kebutuhan Listrik untuk Perkantoran

Dirancang :

Perkantoran terdiri dari 4 lantai, dimana setiap lantai terdiri dari 10 ruangan. Setiap lantai digunakan 1 AC central (masing-masing AC menggunakan listrik sebesar 5000 Watt), 5 komputer (masing-masing komputer menggunakan listrik sebesar 150 Watt), dan 10 lampu (masing-masing lampu sebesar 20 Watt).

Sehingga total listrik untuk perkantoran :

$$\begin{aligned}
 \text{AC} &= 4 \text{ lantai} \times 1 \text{ AC/lantai} \times 5000 \text{ Watt/AC} \\
 &= 20000 \text{ Watt} \\
 &= 20 \text{ kW} \\
 \text{Komputer} &= 4 \text{ lantai} \times 10 \text{ ruangan/lantai} \times 3 \text{ komputer/ruangan} \times 150 \text{ watt/komputer} \\
 &= 18000 \text{ Watt} \\
 &= 18 \text{ kW} \\
 \text{Lampu} &= 4 \text{ lantai} \times 20 \text{ lampu/lantai} \times 15 \text{ watt/lampu} \\
 &= 1200 \text{ Watt} \\
 &= 1.2 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Total kebutuhan Listrik untuk perkantoran} &= \text{AC} + \text{Komputer} + \text{Lampu} \\
 &= 20 + 18 + 1.2 \\
 &= 39.2 \text{ kW}
 \end{aligned}$$

#### 3. Kebutuhan Listrik untuk Penerangan, Taman, Parkir, Gudang, dll.

Dirancang :

Untuk penerangan, lampu taman, parkir, gudang dll. ketika malam dibutuhkan 1000 lampu, dimana setiap lampu berdaya 50 Watt.

$$\text{Sehingga} = 1175 \text{ lampu} \times 50 \text{ watt/lampu}$$

$$= 58750 \text{ Watt}$$

$$= 58.75 \text{ kW}$$

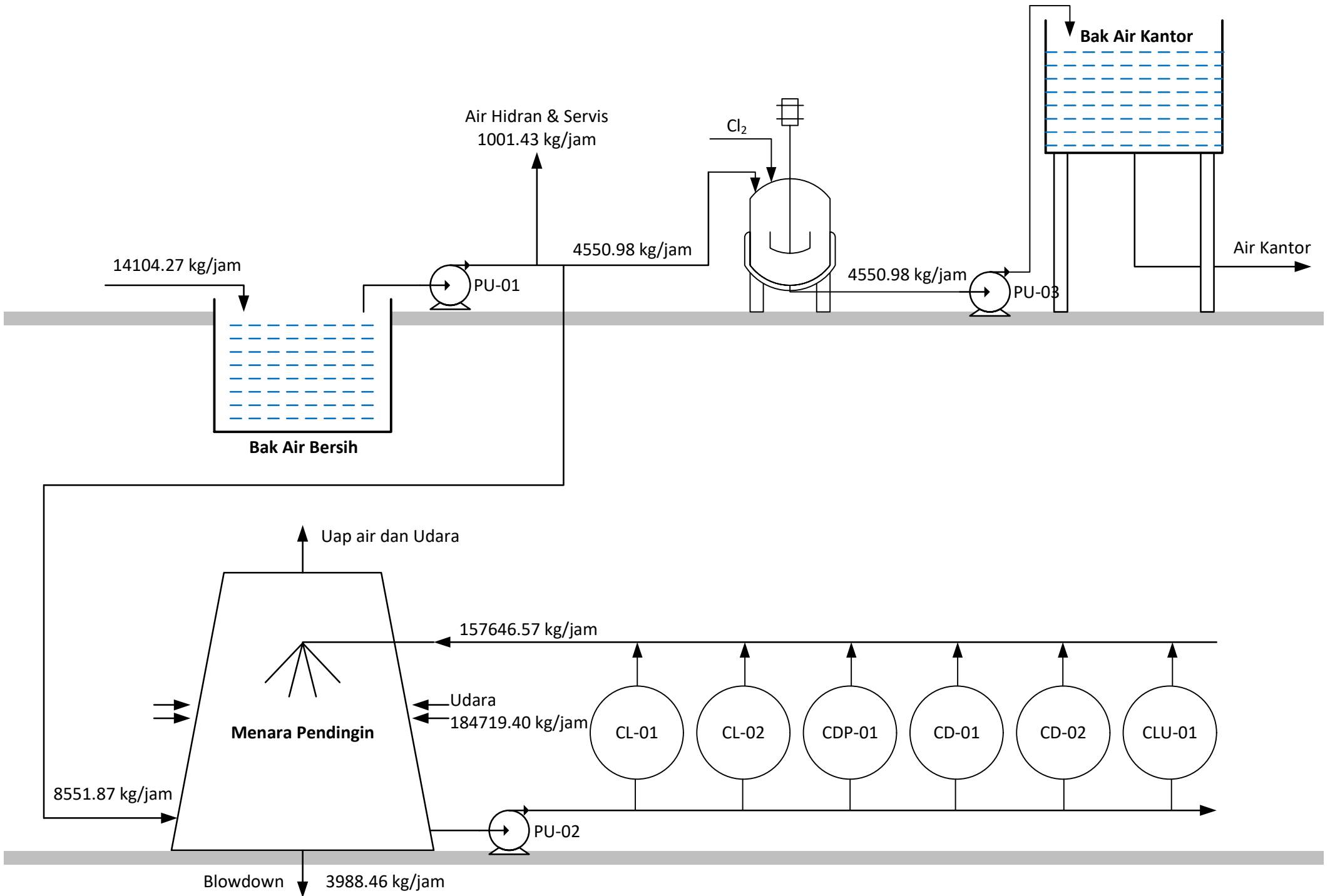
#### **4. Total Kebutuhan Listrik Untuk Pabrik**

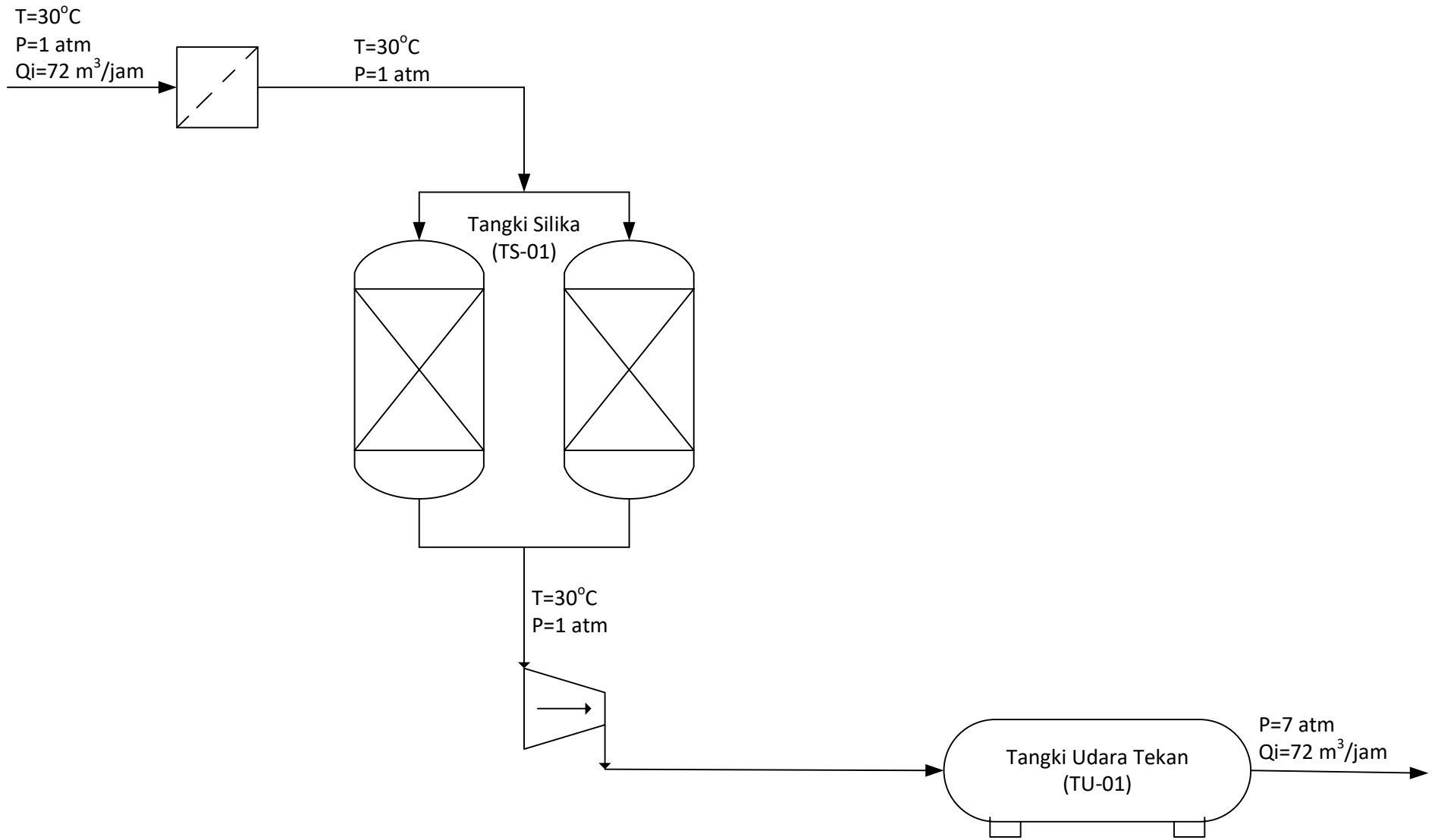
Total = Listrik untuk proses + Listrik untuk Perkantoran + Listrik untuk Penerangan dll.

$$= 365.95 + 39.2 + 58.8$$

$$= 463.90 \text{ kW}$$

Listrik dipenuhi oleh PLN (Perusahaan Listrik Negara) sebesar 463.90 kW dan apabila ada pemutusan listrik dari PLN, digunakan Generator Listrik sebesar 475 kW sebagai penyedia listrik cadangan.

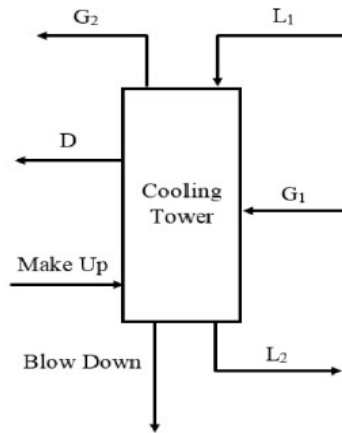




**COOLING TOWER  
(CT-01)**

**Tugas** : Mendinginkan kembali air pendingin dari 50 °C sampai 30 °C yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali.

**Jenis alat** : *cooling tower induced draft crossflow*



**Gambar 1.** Sistem *Cooling Tower*

**Data operasi :**

Suhu air masuk,  $T_1$  = 50 °C  
 Suhu air keluar,  $T_2$  = 30 °C  
 Tekanan,  $P$  = 1 atm  
 Kecepatan massa ( $L_1$ ) = 157,646.57 kg/jam  
 Rapat massa = 1,004.04 kg/m<sup>3</sup>

**Data udara lingkungan :**

Suhu udara lingkungan,  $T_{gin}$  = 30 °C  
 Kelembaban relatif, RH = 70 %  
 Kapasitas panas udara = 1.005 kJ/kg udara kering,  $K$   
 Entalpi penguapan,  $H_{vap}$  = 2501.4 kJ/kg H<sub>2</sub>O

Data diperoleh dari Geankoplis, Christie J., 1993, "Transport Processes and Unit Operations", Ed III, Printed in the United States of America, hal. 527-528.

**a) Menghitung kebutuhan udara**

1. Menentukan Kadar Uap Air dalam Udara

Dari humidity chart untuk suhu 30°C dan kelembaban relatif 70 %, diperoleh

$$Y_1 = 0.019 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}$$

2. Menentukan Kebutuhan Udara

Kebutuhan udara diperoleh dengan cara membuat neraca massa dan neraca panas.

Dirancang :

Suhu udara keluar maksimum = 40 °C  
 Kelembaban relatif = 100 %  
 $Y_2$  maksimum = 0.049 kg H<sub>2</sub>O/kg udara kering

Dipilih :

Kelembaban relatif = 90 %  
 $Y_2$  = 0.044 kg H<sub>2</sub>O/kg udara kering  
 $T_{wb}$  = 38.75 °C



Neraca Massa Total Sekitar Cooling Tower

Kecepatan massa masuk – Kecepatan massa keluar = Akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$G_1 + L_1 + M - G_2 - L_2 - B - D = 0$$

$$G(1 + Y_1) + L_1 + M - G(1 + Y_2) - L_2 - B - D = 0$$

Dimana :  $L_1 = L_2$

$$M = G(Y_2 - Y_1) + B + D$$

Dimana :

$$B = 0.0253 L_1$$

$$D = 0.0002 L_1$$

Maka :

$$M = G(Y_2 - Y_1) + 0.0253 L_1 + 0.0002 L_1$$

$$M = G(Y_2 - Y_1) + 0.0255 L_1$$

$$0.0255 L_1 = M - G(Y_2 - Y_1)$$

Dengan,

$G$  = Kecepatan massa udara basis kering (Kg/Jam)

$L_1$  = Kecepatan massa air masuk cooling tower (Kg/Jam)

$L_2$  = Kecepatan massa air keluar cooling tower (Kg/Jam)

$Y_1$  = rasio massa uap air/massa udara basis kering masuk (Kg/Kg)

$Y_2$  = rasio massa uap air/massa udara basis kering keluar (Kg/Kg)

Maka :

$$0.0253 L_1 = M - G(Y_2 - Y_1)$$

$$0.0253 \times 157646.57 = M - G(0.044 - 0.019)$$

$$4019.99 = M - 0.025 G \dots \text{pers.(1)}$$

Neraca Panas

Kecepatan panas masuk – Kecepatan panas keluar = Akumulasi

Pada keadaan tunak, akumulasi = 0

$$Q_{gin} + Q_{lin} + Q_M - Q_{lout} - Q_{gout} - Q_B - Q_D = 0$$

Dengan,

$Q_{gin}$  = Panas yang dibawa oleh udara masuk (kJ/Jam)

$Q_{gout}$  = Panas yang dibawa oleh udara keluar (kJ/Jam)

$Q_{lin}$  = Panas yang dibawa oleh air masuk (kJ/Jam)

$Q_{lout}$  = Panas yang dibawa oleh air keluar (kJ/Jam)

$Q_M$  = Panas yang dibawa oleh air make up (kJ/Jam)

$Q_B$  = Panas yang dibawa oleh air blow down (kJ/Jam)

$Q_D$  = Panas yang dibawa oleh drift loss (kJ/Jam)

Panas yang dibawa oleh udara dihitung dengan persamaan :

$$Q_g = G \times H_g$$

$G$  = Kecepatan massa udara kering (Kg udara kering/Jam)

$H_{g1}$  = Entalpi yang dibawa oleh udara (kJ/Kg udara kering)

$$H_{g1} = (1.005 + 1.88 \times Y_1) \times (T_{g1} - T_{ref}) + 2501.4 \times Y_1$$

Dimana :

$$Y_1 = 0.019 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering}$$

$$T_{g1} = 30 \text{ }^\circ\text{C} = 303 \text{ K}$$

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

Panas yang dibawa oleh udara masuk :

$$H_{g1} = (1.005 + 1.88 \times 0.019) \times (303 - 298) + 2501.4 \times 0.019$$

$$= 52.73 \text{ kJ/kg udara kering}$$

$$Q_{g_{in}} = G \times 52.73 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa oleh udara keluar :

$$T_{g_2} = 40 \text{ } ^\circ\text{C} = 313 \text{ K}$$

$$Y_2 = 0.044 \text{ Kg H}_2\text{O/Kg udara kering}$$

Panas yang dibawa oleh udara keluar :

$$H_{g_2} = (1.005 + 1.88 \times 0.044) \times (313 - 298) + 2501.4 \times 0.044$$

$$= 126.38 \text{ kJ/kg udara kering}$$

$$Q_{g_{out}} = G \times 126.38 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa oleh air masuk :

$$Q_{l_{in}} = L_1 \times C_{p1} \times (T_{l1} - T_{ref})$$

Dengan,

$$C_{p1} = \text{Kapasitas panas air} = 4.178 \text{ kJ/kg.K}$$

$$L_1 = \text{Kecepatan massa air masuk} = 157646.566 \text{ kg/jam}$$

$$T_{l1} = \text{Suhu air masuk} = 323 \text{ K}$$

$$Q_{l_{in}} = 157646.57 \text{ kg/jam} \times 4.178 \text{ kJ/kg.K} \times (323-298) \text{ K}$$

$$= 16,466,183.85 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa oleh air keluar :

$$Q_{l_{out}} = L_2 \times C_{p1} \times (T_{l2} - T_{ref})$$

Dengan,

$$C_{p1} = \text{Kapasitas panas air} = 4.178 \text{ kJ/kg.K}$$

$$L_2 = \text{Kecepatan massa air keluar} = 157,646.57 \text{ kg/jam}$$

$$T_{l2} = \text{Suhu air keluar} = 303 \text{ K}$$

$$Q_{l_{out}} = 157646.57 \text{ kg/jam} \times 4.178 \text{ kJ/kg.K} \times (303-298) \text{ K}$$

$$= 3,293,236.77 \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa masuk oleh air make up :

$$Q_M = M \times C_{p1} \times (T_M - T_{ref})$$

Dengan,

$$C_{p1} = \text{Kapasitas panas air} = 4.178 \text{ kJ/kg.K}$$

$$M = \text{Kecepatan massa air makeup}$$

$$T_M = \text{Suhu air makeup} = 303 \text{ K}$$

$$Q_M = M \text{ kg/jam} \times 4.178 \text{ kJ/kg.K} \times (303-298) \text{ K}$$

$$= 20.89 M \text{ kJ/jam}$$

Panas yang dibawa keluar oleh air blow down :

$$Q_B = B \times C_{p1} \times (T_B - T_{ref})$$

Dengan,

$$C_{p1} = \text{Kapasitas panas air} = 4.178 \text{ kJ/kg.K}$$

$$B = \text{Kecepatan massa air makeup}$$

$$T_B = \text{Suhu air blowdown} = 303 \text{ K}$$

$$Q_B = B \text{ kg/jam} \times 4.178 \text{ kJ/kg.K} \times (303-298) \text{ K}$$

$$= 20.89 B \text{ kJ/jam}$$

Dimana:

$$B = 0.0253 L_1$$

Maka :

$$\begin{aligned} QB &= (0.0253 \times 157646.57) \text{ kg/jam} \times 4.178 \text{ kJ/kg.K} \times (303-298) \text{ K} \\ &= 83318.89 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Panas yang dibawa keluar oleh air drift loss :

$$QD = D \times Cpl \times (TD - Tref)$$

Dengan,

$$Cp_1 = \text{Kapasitas panas air} = 4.178 \text{ kJ/kg.K}$$

$$D = \text{Kecepatan massa air makeup}$$

$$TD = \text{Suhu air drift loss} = 303 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} QD &= B \text{ kg/jam} \times 4.178 \text{ kJ/kg.K} \times (303-298) \text{ K} \\ &= 20.89 D \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Dimana:

$$D = 0.0002 L_1$$

Maka :

$$\begin{aligned} QD &= (0.0002 \times 157646.57) \text{ kg/jam} \times 4.178 \text{ kJ/kg.K} \times (303-298) \text{ K} \\ &= 658.65 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Neraca panas di cooling tower :

$$Qg_{in} + Ql_{in} + QM = Ql_{out} + Qg_{out} + QB + QD$$

$$(G \times 52.73 \text{ kJ/Jam}) + (16466183.85 \text{ kJ/Jam}) + (20.89 M \text{ kJ/Jam}) = (3293236.77 \text{ kJ/Jam}) +$$

$$(G \times 126.38 \text{ kJ/Jam}) + (83318.89 \text{ kJ/Jam}) + (658.65 \text{ kJ/Jam})$$

$$-13172267.54 = 20.89 M - 73.65 G \dots \text{pers.}(2)$$

Menyelesaikan pers (1) dan pers(2) :

$$4019.99 = M - 0.025 G \dots \text{pers.}(1)$$

$$-13172267.54 = 20.89 M - 73.65 G \dots \text{pers.}(2)$$

Dengan metode substitusi dan eliminasi didapatkan :

$$M = 8,551.87 \text{ kg H}_2\text{O/jam}$$

$$G = 181,275.17 \text{ kg udara kering/jam}$$

Maka,

$$\text{Udara masuk CT} = G \times (1+Y1)$$

$$= 181,275.17 \times (1 + 0.019)$$

$$= 184,719.40 \text{ kg udara/jam}$$

Menghitung kebutuhan air yang hilang pada cooling tower

1. Air yang hilang akibat penguapan ( $W_e$ )

$$W_e = G \times (Y_2 - Y_1)$$

$$= 181,275.17 \times (0.044 - 0.019)$$

$$= 4,531.88 \text{ kg/jam}$$

2. Air yang hilang karena percikan ( $W_d$ )

$$W_d = 0.0002 \times L_1$$

$$(\text{Perry, R. H., "Chemical Engineering Handbook", Ed VII, hal. 12-20})$$

$$W_d = 0.0002 \times 157,646.57 \text{ kg/jam}$$

$$W_d = 31.53 \text{ kg/jam}$$

3. Air yang hilang karena blowdown

$$W_b = 0.0253 \times L_1$$

$$W_b = 0.0253 \times 157,646.57 \text{ kg/jam}$$

$$W_b = 3,988.46 \text{ kg/jam}$$

## 4. Air make up

$$\begin{aligned}
 M &= W_e + W_d + W_b \\
 &= 4,531.88 + 31.53 + 3,988.46 \\
 &= 8,551.87 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

**b) Menghitung Ukuran Cooling Tower**

Luas penampang yang diperlukan dihitung berdasarkan fluks volume air (Perry, R. H., "Chemical Engineering Handbook", Ed VII, halaman 12-20).

$$\begin{aligned}
 \text{Fluks volume} &= 1.75 \text{ gallon/menit.ft}^2 = 4.28 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{jam} \\
 \text{Kecepatan volumetrik air dalam CT} &= 157,646.57 \text{ kg/jam} \\
 &= 157.01 \text{ m}^3/\text{jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Luas penampang} &= \frac{157.01 \text{ m}^3}{4.28 \text{ m}^3/\text{m}^2.\text{Jam}} \\
 &= 36.70 \text{ m}^2 \\
 &= 395.08 \text{ ft}^2
 \end{aligned}$$

Dirancang : panjang = lebar

P = Panjang cooling tower (m)

L = Lebar cooling tower (m)

$$L = (34.05 \text{ m}^2)^{0.5} = 6.06 \text{ m}$$

$$P = 6.06 \text{ m}$$

Dari Perry ed.7 hal 12-16, diperoleh tinggi cooling tower adalah berkisar 7.6 m sampai 9.1 m.

$$\text{Dipilih tinggi} = 7.6 \text{ m}$$

**c) Menghitung Daya Penggerak Fan**

Daya penggerak yang digunakan :

$$W = 0.035 \text{ HP/ft}^2$$

$$\text{Power} = 13.83 \text{ HP}$$

$$\text{Motor standar yang dipilih} = 15 \text{ HP}$$

**COOLING TOWER  
(CT-01)**

**Tugas** : Mendinginkan kembali air pendingin dari 50 °C sampai 30 °C yang telah dipergunakan di alat-alat proses untuk disirkulasi kembali.

**Jenis alat** : *cooling tower induced draft crossflow*

Kebutuhan udara = 184,719.40 kg udara/jam

Luas penampang = 36.70 m<sup>2</sup>

**Ukuran**

Panjang = 6.06 m

Lebar = 6.06 m

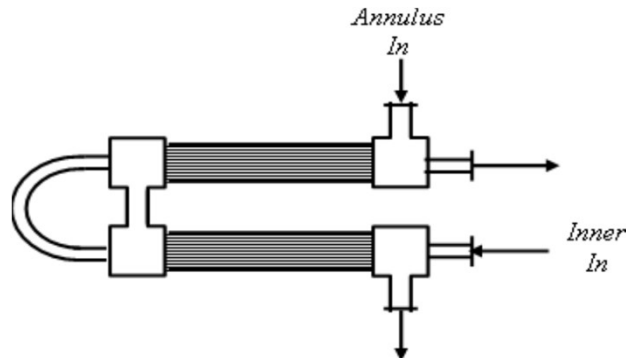
Tinggi = 7.60 m

Daya = 15 HP

## COOLER UTILITAS (CLU-01)

**Tugas** : Mendinginkan dowtherm dari suhu 187.59°C menjadi 150°C sebanyak 13241.1 kg/jam dengan media pendingin air.

**Jenis alat** : *Double Pipe Exchangers*



**Gambar 1.** Double Pipe Exchangers

Data kondisi operasi:

$$\text{Suhu (T1)} = 186.40 \text{ } ^\circ\text{C} = 459.40 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan (P)} = 1.00 \text{ atm}$$

Data umpan masuk:

$$\text{Massa dowtherm} = \text{##### kg/jam}$$

$$\text{BM dowtherm} = 166.00 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Mol dowtherm} = 107.85 \text{ kmol/jam}$$

### 1. Menentukan Beban Panas

Untuk menghitung beban panas pada cooler, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Q = \sum F_i \times C_{pi} \times (T_1 - T_2)$$

Dimana:

$$Q = \text{Beban panas untuk menaikkan suhu (KJ/Jam)}$$

$$F_i = \text{Kecepatan mol komponen (Kmol/Jam)}$$

$$C_{pi} = \text{Kapasitas panas komponen pada fasa gas (KJ/Kmol.K)}$$

$$T_1 = 186.40 \text{ } ^\circ\text{C} = 459.40 \text{ K}$$

$$T_2 = 150.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 423.00 \text{ K}$$

Tabel 2. Data kapasitas panas dowtherm

A	B	C	Cp.dT (kJ/kmol)
143437	372.894	0.111497	11998.96

$$C_{p.dT} = 11998.96 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga,

$$Q_t = \text{mol dowtherm} \times C_{p.dT}$$

$$= 107.85 \times 11998.96$$

$$= 1294065.9 \text{ kJ/jam}$$

### 2. Media Pendingin

Media pendingin digunakan : Air.

Data:

$$\text{Suhu masuk (Tp1)} = 30.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 303.00 \text{ K}$$

$$\text{Suhu keluar (Tp2)} = 50.00 \text{ } ^\circ\text{C} = 323.00 \text{ K}$$

$$\text{BM} = 18.00 \text{ kg/kmol}$$

Kecepatan massa fluida panas yang dibutuhkan, dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$m_{\text{air}} = \frac{Q_{\text{total}}}{\int C_{p_{\text{air}}} \times dT}$$

Dimana :

$$m_{\text{air}} = \text{Kecepatan mol air (Kmol/Jam)}$$

$$Q_t = \text{Beban panas total (kJ/Jam)}$$

Menghitung Cp Air

A	B	C	D	Cp.dT (kJ/kmol)
92.053	-4.00E-02	-2.11E-04	5.35E-07	1,505.31

$$C_{p.dT} = 1,505.31 \text{ kJ/kmol}$$

Maka dengan memasukkan data-data yang ada ke rumus diatas, didapatkan :

$$\begin{aligned} m_{\text{air}} &= \frac{1,294,065.94}{1,505.31} \\ &= 859.67 \text{ kmol/jam} \\ &= 15473.98 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

### 3. Menentukan Beda Suhu Rerata Logaritmik ( $\Delta T_{LMTD}$ )

Data suhu fluida panas dan fluida dingin pada cooler disajikan pada tabel berikut :

Suhu fluida panas keluar (T2)	353.00
Suhu air masuk (Tp1)	303.00
$\Delta T1$	50.00

Suhu fluida panas masuk (T1)	383.09
Suhu air keluar (T1)	323.00
$\Delta T2$	60.09

$$\begin{aligned} \Delta T_{LMTD} &= \frac{50 - 60.09}{\ln \frac{50}{60.09}} \\ &= 54.89 \text{ K} \end{aligned}$$

### 4. Menghitung Overall Heat Transfer

Dari Tabel 12.1, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design", Elsevier San Diego, 2008, hal. 797 diperoleh :

$$\text{Hot fluid} = \text{Dowtherm}$$

$$\text{Cold fluid} = \text{Water}$$

$$\text{Range Ud} = 250-750 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Dipilih Ud} = 625.00 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

$$= 110.07 \text{ BTU/Jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$= 2250.00 \text{ kJ/Jam.m}^2 \cdot \text{K}$$

## 5. Menentukan alat penukar kalor standar

### a. Menentukan Luas Transfer Panas

Untuk menghitung luas perpindahan kalor yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

A = Luas perpindahan kalor yang diperlukan ( $m^2$ )

$Q_t$  = Beban panas total (kJ/Jam)

$U_d$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan (KJ/Jam. $m^2$ .K)

$\Delta T_{LMTD}$  = Beda suhu rerata (K)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned} A &= \frac{1294065.94}{110.1 \times 54.9} \\ &= 4.49 \text{ m}^2 \\ &= 48.36 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

Menurut “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 79, luas perpindahan kalor <200  $ft^2$  menggunakan alat penukar kalor jenis *double pipe exchangers*.

### b. Menentukan ukuran pipa

Dipilih berdasarkan Tabel 6.1. , “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”, halaman 103.

*Outer pipe (annulus) :*

IPS = 3  
Diameter luar tabung (OD) = 3.5 in  
Diameter dalam tabung (ID) = 3.07 in

*Inner pipe (tube) :*

IPS = 2  
Diameter luar tabung (OD) = 2.38 in  
Diameter dalam tabung (ID) = 2.07 in

*Flow area (Ao) = 0.62  $ft^2$*

Panjang tabung :

Panjang tabung standar adalah 12 ft, 15 ft, 20 ft

DIPILIH : panjang tabung, I = 20 ft

### c. Menentukan Jumlah yang Diperlukan

Untuk menghitung jumlah pipa yang diperlukan, digunakan rumus sebagai berikut:

$$N_t = \frac{A}{A_o \times L}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} N_t &= \frac{48.36}{0.622 \times 20} \\ &= 3.89 \\ &= 4.00 \end{aligned}$$

### d. Menentukan Luas Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung luas perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A = N_t \times A_o \times L$$

Dimana:



A = Luas perpindahan kalor standar

Nt = Jumlah pipa standar

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} A &= 4 \times 0.622 \times 20 \\ &= 49.76 \text{ ft}^2 \\ &= 4.62 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

e. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor Standar

Untuk menghitung koefisien perpindahan kalor standar, digunakan rumus sebagai berikut:

$$U_d = \frac{Q_t}{A \times \Delta T_{LMTD}}$$

Dimana:

Ud = Koefisien perpindahan kalor standar (kJ/Jam.m<sup>2</sup>.K)

A = Luas perpindahan kalor standar (m<sup>2</sup>)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} U_d &= \frac{1294065.94}{110.07 \times 54.9} \\ &= 2186.54 \text{ kJ/Jam.m}^2.\text{K} \\ &= 106.96 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{F} \\ &= 607.37 \text{ W/m}^2.\text{°C} \end{aligned}$$

(Masih dalam range Ud yang dipilih)

f. Menentukan Rute Aliran Fluida

*Tube Side* = Air

*Annulus Side* = Dowtherm

**6. Menentukan Koefisien Perpindahan Kalor pada *Anullus* dan *Tube***

a. Tube : Air

$$\text{IPS} = 2$$

$$\text{ID} = 2.07 \text{ in} = 0.1722 \text{ ft} = 0.0525 \text{ m}$$

$$\text{OD} = 2.38 \text{ in} = 0.1983 \text{ ft} = 0.0605 \text{ m}$$

$$\text{BM air} = 18.00 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Massa air} = \text{#####} \text{ kg/jam}$$

$$T_1 = 303.00 \text{ K}$$

$$T_2 = 323.00 \text{ K}$$

$$T_{\text{avg}} = 313.00 \text{ K}$$

Sifat-sifat fisis fluida dingin pada T = 313 K :

$$\text{Densitas } (\rho) = 1013.78 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Viskositas } (\mu) = 0.67 \text{ cP} = 2.40 \text{ kg/jam.m}$$

$$C_p = 75.27 \text{ kJ/kmol.K} = 4.18 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\text{Konduktivitas} = 2.25 \text{ kJ/jam.m.K} = 0.3614 \text{ BTU/Jam.ft.F}$$

Menentukan Luas Aliran Fluida Dingin Dalam pipa

Untuk menghitung luas aliran fluida dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_p = \frac{\pi}{4} \text{ID}^2$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$A_p = \frac{\pi}{4} 2.067^2$$

$$\begin{aligned}
 &= 3.35 \text{ in}^2 \\
 &= 0.0233 \text{ ft}^2 \\
 &= 0.0022 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Flux Massa dalam Pipa (Gp)

Untuk menghitung flux massa dalam pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$G_p = \frac{\text{Laju massa fluida}}{A_t}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 G_p &= \frac{15,473.98}{0.0022} \\
 &= 7,151,282.83 \text{ kg/jam.m}^2
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{ID \times G_p}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 Re &= \frac{0.0525 \times 7,151,282.83}{2.40} \\
 &= 156,727.03
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, "D, Q, Kern, "Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)" didapatkan :

$$j_H = 220$$

Maka nilai koefisien kalor (hio) :

$$\begin{aligned}
 \frac{h_i}{\phi} &= j_H \frac{k}{ID} \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\
 &= 220 \frac{0.3614}{0.1722} 1.65 \\
 &= 759.32 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\
 &= 15521.8 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.67 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 0.91 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 1.37$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar 1.05

$$\begin{aligned}
 \frac{h_i}{\phi} &= 15521.78 \\
 h_i &= 16297.87 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

Nilai hio diperoleh dengan menggunakan rumus:

$$\begin{aligned}
 h_{io} &= h_i \frac{ID}{OD} \\
 h_{io} &= 16297.87 \frac{2.07}{2.38} \\
 &= 14154.49 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K}
 \end{aligned}$$

a. Annulus : Fluida panas

$$\begin{aligned}
 \text{IPS} &= 3 \\
 D_2 \text{ (ID annulus)} &= 3.07 \text{ in} = 0.2557 \text{ ft} = 0.0779 \text{ m} \\
 D_1 \text{ (OD pipe)} &= 2.38 \text{ in} = 0.1983 \text{ ft} = 0.0605 \text{ m} \\
 \text{Massa dowtherm} &= \text{#####} \text{ kg/jam} \\
 T_1 &= 459.40 \text{ K} \\
 T_2 &= 423.00 \text{ K} \\
 T_{\text{avg}} &= 441.20 \text{ K} \\
 \text{Sifat-sifat fisis fluida panas pada } T &= 442.94 \text{ K} : \\
 \text{Densitas } (\rho) &= 934.72 \text{ kg/m}^3 \\
 \text{Viskositas } (\mu) &= 0.49 \text{ cP} = 1.78 \text{ kg/jam.m} \\
 C_p &= 0.48 \text{ kJ/kmol.K} = 2.00 \text{ kJ/kg.K} \\
 \text{Konduktivitas} &= 0.41 \text{ kJ/jam.m.K} = 0.0663 \text{ BTU/Jam.ft.F}
 \end{aligned}$$

Menentukan diameter ekivalen

Untuk menghitung diameter ekivalen, digunakan rumus sebagai berikut:

$$D_e = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned}
 D_e &= \frac{3.07^2 - 2.38^2}{2.38} \\
 &= 1.57 \text{ in} \\
 &= 0.13 \text{ ft} \\
 &= 0.040 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Menentukan Luas Aliran Fluida Dalam Annulus

Untuk menghitung luas aliran fluida panas pada Annulus, digunakan rumus sebagai berikut:

$$A_a = \frac{\pi}{4} D_2^2 - D_1^2$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan:

$$\begin{aligned}
 A_a &= \frac{\pi}{4} 3.07^2 - 2.38^2 \\
 &= 2.94 \text{ in}^2 \\
 &= 0.0204 \text{ ft}^2 \\
 &= 0.0019 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan Fluks Massa dalam Annulus (Ga)

Untuk menghitung flux massa dalam annulus, digunakan rumus sebagai berikut:

$$G_a = \frac{\text{Laju massa fluida}}{A_t}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned}
 G_a &= \frac{17,902.80}{0.0019} \\
 &= 9,431,013.23 \text{ kg/jam.m}^2
 \end{aligned}$$

Menentukan Bilangan Reynold Fluida (Re)

Untuk menghitung bilangan Reynold fluida, digunakan rumus sebagai berikut:

$$Re = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.04 \times 9,431,013.23}{1.78} \\ &= 211,827.01 \end{aligned}$$

#### Menentukan Koefisien Kalor Fluida

Dari fig 24, halaman 834, “D, Q, Kern, “Process Heat Transfer, Mc,Graw Hill (1965)”  
didapatkan :

$$jH = 280$$

Maka nilai koefisien kalor (hio) :

$$\begin{aligned} \frac{ho}{\phi} &= jH \frac{k}{ID} \left( \frac{Cp \times \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 280 \frac{0.0663}{0.1312} 2.05 \\ &= 290.12 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \\ &= 5930.48 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

Mencari nilai  $\phi$  menggunakan Fig.24 dengan  $\mu = 0.49 \text{ cP}$

$$\mu_{ct} = 3.73 \text{ cP}$$

Maka diperoleh nilai  $\mu_{ct}/\mu = 7.54$

Sehingga nilai  $\phi$  adalah sebesar 1.30

$$\begin{aligned} \frac{ho}{\phi} &= 5930.48 \\ ho &= 7709.63 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \end{aligned}$$

### **7. Weighted Clean Overall Coefficient**

Untuk menghitung nilai perpindahan kalor bersih, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Uc = \frac{hio \times ho}{hio + ho}$$

Dimana:

$Uc$  = Koefisien perpindahan kalor gabungan bersih (BTU/jam.ft<sup>2</sup>.F)

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan

$$\begin{aligned} Uc &= \frac{14154.49 \times 7,709.63}{14154.49 + 7,709.63} \\ &= 4,991.09 \text{ kJ/jam.m}^2.\text{K} \\ &= 244.16 \text{ BTU/Jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

### **8. Dirt Factor (Rd)**

Untuk menghitung faktor pengotor, digunakan rumus sebagai berikut :

$$Rd = \frac{Uc - Ud}{Uc \times Ud}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Rd &= \frac{244.16 - 106.96}{244.16 \times 106.96} \\ &= 0.0053 \text{ Jam.ft}^2.\text{F/BTU} \end{aligned}$$

## 9. Pressure Drop

### a. Inner Pipe: Fluida dingin

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

Dengan :

$$\begin{aligned} \text{ID} &= 2.07 \text{ in} &= 0.17 \text{ ft} \\ \text{Re} &= 156,727.03 \\ \text{L} &= 20 \text{ ft} \\ \text{g} &= 4.18.E+08 \text{ ft/jam}^2 \\ \text{Gp} &= 7151282.83 \text{ kg/jam.m}^2 = 1464697.14 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\ \text{Densitas} &= 1013.78 \text{ kg/m}^3 = 63.29 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

### Menghitung friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{\text{Re}^{0.42}}$$

Maka :

$$\begin{aligned} f &= 0.0035 + \frac{0.264}{76980.65^{0.42}} \\ &= 0.0052 \end{aligned}$$

### Menghitung $\Delta F_p$

$$\Delta F_p = \frac{4 \times f \times \text{Gp}^2 \times \text{L}}{2 \times \text{g} \times \rho^2 \times \text{ID}}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta F_p &= \frac{8.99E+11}{5.77E+11} \\ &= 1.56 \text{ ft} \end{aligned}$$

### Menghitung $\Delta P_p$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \Delta P_p &= \frac{1.56 \times 63.29}{144} \\ &= 0.6848 \text{ psi} \\ &= 0.0466 \text{ atm} \end{aligned}$$

### b. Annulus: Dowtherm

Untuk menghitung penurunan tekanan pada pipa, digunakan rumus sebagai berikut:

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + F_1) \times \rho}{144}$$

Dengan :

$$\begin{aligned} D_2 &= 3.07 \text{ in} &= 0.2557 \text{ ft} \\ D_1 &= 2.38 \text{ in} &= 0.1983 \text{ ft} \\ \text{L} &= 20 \text{ ft} \\ \text{g} &= 4.18.E+08 \text{ ft/jam}^2 &= 32.2 \text{ ft/s}^2 \\ \text{Ga} &= 9,431,013.23 \text{ kg/jam.m}^2 &= 1,931,622.41 \text{ lb/Jam.ft}^2 \\ \text{Densitas} &= 934.72 \text{ kg/m}^3 &= 58.35 \text{ lb/ft}^3 \\ \text{Viskositas} &= 1.78 \text{ kJ/jam.m} \end{aligned}$$

Menghitung Diameter ekivalen (De')

$$\begin{aligned} De' &= D_2 - D_1 \\ &= 3.07 - 2.38 \\ &= 0.69 \text{ in} \\ &= 0.0175 \text{ m} \end{aligned}$$

Menghitung Reynold (Re)

$$Re = \frac{De' \times Ga}{\mu}$$

Maka :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{0.0175 \times 9,431,013.23}{1.78} \\ &= 92,538.23 \end{aligned}$$

Menghitung friksi

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{Re^{0.42}}$$

Maka :

$$\begin{aligned} f &= 0.0035 + \frac{0.264}{18865.68^{0.42}} \\ &= 0.0057 \end{aligned}$$

Menghitung ΔFa

$$\Delta fa = \frac{4 \times f \times Ga^2 \times L}{2 \times g \times \rho^2 \times De}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \Delta Fa &= \frac{1.69E+12}{1.63E+11} \\ &= 10.36 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung Kecepatan Linier (v)

$$v = \frac{Ga}{3600 \times \rho}$$

Maka :

$$\begin{aligned} v &= \frac{1,931,622.41}{3600 \times 58.35} \\ &= 9.20 \text{ ft/s} \end{aligned}$$

Menghitung F<sub>1</sub>

$$F_1 = 3 \frac{v^2}{2 \times g}$$

Maka :

$$\begin{aligned} F_1 &= 3 \frac{4.11^2}{2 \times 32.2} \\ &= 3.9387 \text{ ft} \end{aligned}$$

Menghitung ΔPa

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} \Delta Pa &= \frac{(2.39 + 0.7876) \times 58.35}{144} \\ &= 5.7957 \text{ psi} \\ &= 0.3944 \text{ atm} \end{aligned}$$

**COOLER UTILITAS  
(CLU-01)**

**Tugas** : Mendinginkan dowtherm dari suhu 187.59°C menjadi 150°C sebanyak 13241.1 kg/jam dengan media pendingin air.

**Jenis alat** : *Double Pipe Exchangers*

**Fluida Panas**

Suhu masuk = 459.40 K  
 Suhu keluar = 423.00 K  
 Tekanan = 1.10 atm  
 Kecepatan masuk = ##### kg/jam

**Fluida Dingin**

Suhu masuk = 303.00 K  
 Suhu keluar = 323.00 K  
 Kecepatan pemanas = ##### kg/jam  
 Beban panas = ##### kJ/jam  
 Luas transfer panas = 4.49 m<sup>2</sup>

**Dimensi**

Annulus :

IPS = 3  
 ID = 3.50 in  
 OD = 3.07 in  
 $\Delta P_{annulus}$  = 0.3944 atm

Inner Pipe :

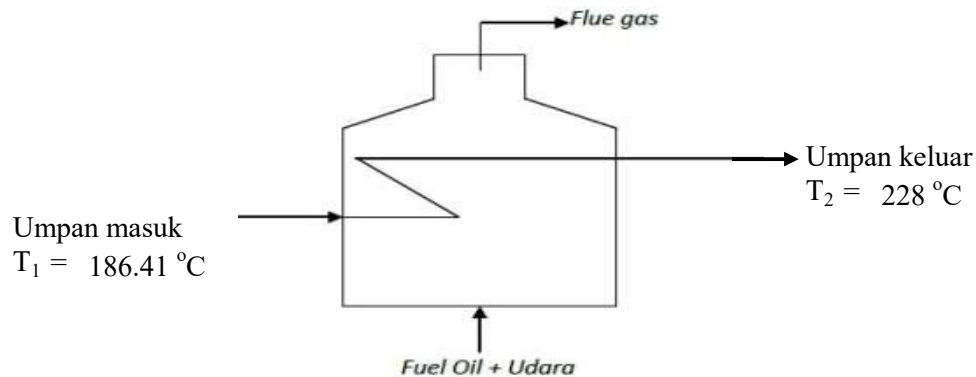
IPS = 2  
 ID = 2.38 in  
 OD = 2.07 in  
 $\Delta P_{pipe}$  = 0.0466 atm  
 L = 20 ft  
 Nt = 4

## FURNACE (FU-01)

**Tugas** : Memanaskan Dowtherm A dari suhu 186.41 °C menjadi 228 °C

**Jenis alat** : *Box Furnace*

Sketsa :



Algoritma :

1. Menentukan kondisi masuk Dowtherm A
2. Menentukan sifat fisis fluida masuk
3. Menghitung beban panas
4. Menghitung bahan bakar
5. Menghitung kebutuhan udara
6. Menghitung jumlah tube seksi radiasi
7. Menghitung jumlah tube seksi konveksi
8. Menentukan Dimensi

Data :

$$\begin{aligned} \text{Massa Dowtherm A} &= 39,249.81 \text{ kg/jam} \\ t_1 &= 183 \text{ } ^\circ\text{C} = 456 \text{ K} \\ t_2 &= 224 \text{ } ^\circ\text{C} = 497 \text{ K} \end{aligned}$$

Pada  $T_{\text{avg}} = 203.50 \text{ } ^\circ\text{C}$  Sifat fisis Dowtherm A menurut jurnal Technical Data Sheet of Dowtherm A by The Dow Chemical Company sebagai berikut:

$$\begin{aligned} C_p &= 2.359 \text{ KJ/kg.K} \\ \rho &= 806.8 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

### Menghitung Beban Panas

$$Q = m_{\text{dow}} \times C_{p,\text{dow}} (t_2 - t_1)$$

Keterangan:

- Q = Beban Panas Furnace (kJ/jam)
- $m_{\text{dow}}$  = Massa Dowtherm A (kg/jam)
- $C_{p,\text{dow}}$  = Kapasitas Panas Dowtherm A (kJ/kg.K)
- $T_1$  = Suhu Dowtherm A masuk (K)
- $T_2$  = Suhu Dowtherm A keluar (K)



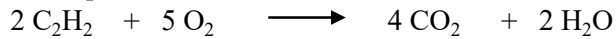
$$Q = 39249.808 \text{ kg/jam} \times 2.359 \text{ KJ/kg.K} \times (573 - 476,018) \text{ K}$$

$$= 3796202.2 \text{ KJ/jam}$$

### Menghitung Kebutuhan Bahan Bakar

Sebagai bahan bakar digunakan campuran asetilen dari arus *purging*, bahan terkandung dalam campuran adalah  $C_2H_2$  dan  $H_2$

Panas pembakaran standar  $C_2H_2$



$$H_c = -1257000 \text{ KJ/kmol} \quad (\text{Perry, R.H., Chemical Engineering Handbook, Ed VII, halaman 2-195})$$

Panas pembakaran standar  $H_2$



$$H_c = -241820 \text{ KJ/kmol} \quad (\text{Perry, R.H., Chemical Engineering Handbook, Ed VII, halaman 2-195})$$

Menghitung nilai  $H_c$  campuran

Komponen	$H_c$	$x_i$	$H_c \cdot x_i$
$H_2$	-241820	0.0582	-14066.97
$C_2H_2$	-1257000	0.9418	-1183879
Total		1.00	-1197946

$$\text{Maka nilai } H_c \text{ campuran adalah} = -1197946 \text{ kJ/kmol}$$

Menghitung BM campuran

Komponen	BM	$x_i$	BM. $x_i$
$H_2$	2.02	0.0582	0.1173
$C_2H_2$	26.04	0.9418	24.53
Total		1.00	24.64

$$\text{Maka nilai BM campuran adalah} = 24.64 \text{ kg/kmol}$$

Menghitung kebutuhan bahan bakar

$$BM_{avg} = 24.64 \text{ kg/kmol}$$

$$Eff = 75\%$$

$$n_{fuel} = \frac{Q}{H_c \times Eff}$$

$$= \frac{3796202.2 \text{ KJ/jam}}{1197945.7 \text{ KJ/kmol} \times 75\%}$$

$$= 4.23 \text{ Kmol/jam}$$

$$\text{massa}_{fuel} = n_{fuel} \times BM_{fuel}$$

$$= 4.23 \text{ Kmol/jam} \times 24.64 \text{ kg/kmol}$$

$$= 104.12 \text{ kg/jam}$$

$$= 229.55 \text{ lb/jam}$$

**Menghitung Kebutuhan Udara**

$$\text{Mol } O_2 \text{ stoikiometri} = (2.5+0.5) \times 4.23 \text{ kmol/jam} = 12.68 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Udara berlebih} = 25\%$$

$$\text{Mol } O_2 = 125\% \times 12.68 \text{ kmol/jam} = 15.84 \text{ kmol/jam}$$

$O_2$  berasal dari udara yang terdiri dari 79 %  $N_2$  dan 21 %  $O_2$

$$\text{Mol N}_2 = \frac{79\%}{21\%} \times 15.84 \text{ kmol/jam} = 59.61 \text{ kmol/jam}$$

Udara basis kering

Komponen	Kmol/jam	BM(kg/kmol)	Kg/jam
N <sub>2</sub>	59.61	28	1668.97
O <sub>2</sub>	15.84	32	507.03
Total	75.45		2176.00

Udara lingkungan memiliki kelembaban rela = 52%

Dari humidity chart diperoleh Y' = 0.017 kg/kg udara kering

Massa uap air yang terbawa udara = 0.017 kg/kg udara kering x 2176.00 kg/jam  
= 36.99 kg/jam

### Ukuran Pipa

Ukuran pipa dipilih berdasarkan tabel 11 Kern, D.Q

Dipilih 1 in NPS, Sch No 40

Diameter luar, OD = 1.32 in x [ 0,0254 m /in ] = 0.03353 m

Diameter dalam, ID = 1.049 in x [ 0,0254 m /in ] = 0.02664 m

Luas permukaan luar per meter, a" = 0.864 ft<sup>2</sup>/ft

Panjang pipa, L = 16 ft = 4.8768 m

### Menghitung Jumlah tube seksi radiasi

Suhu dinding rata - rata = 800 °F

Flux panas pada seksi radiasi = 12000 Btu/jam.ft<sup>2</sup>

$$\frac{Q}{a \cdot A_{CP}} = 2 \times \text{fluks panas} = 24000 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

Mencari suhu keluar flue gas

Overall exchange factor (F) = 0.57

$$\frac{Q}{a \cdot A_{CP} \cdot F} = \frac{24000}{0.57} = 42105.263 \text{ Btu/jam.ft}^2$$

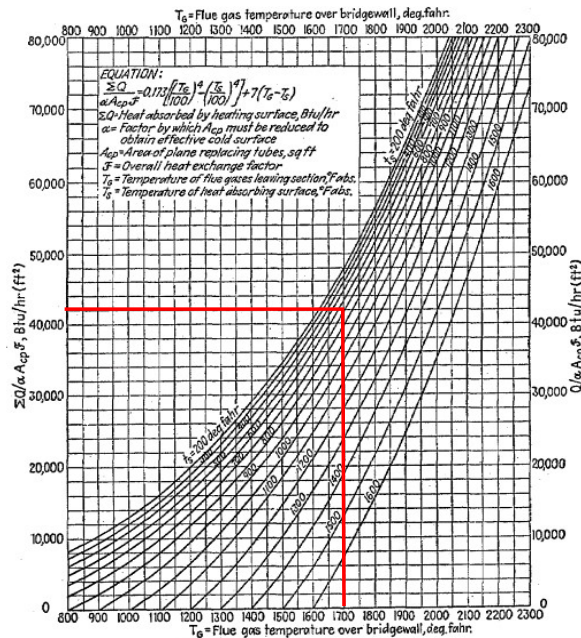


Fig. 19.14. Radiant-section heat flux.

Didapat dari grafik Kern 19.14 suhu flue gas sebesar 1700 °F

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)

$$\begin{aligned}
 Q_F &= \frac{\text{Beban Panas Furnace (kJ/jam)}}{\text{Effisiensi}} \\
 &= \frac{3796202.20 \text{ KJ/jam}}{75\%} \\
 &= 5061602.93 \text{ KJ/jam} \\
 &= 4797473.92 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_A &= 2176.00 \text{ kg/jam} \\
 &= 4798.07 \text{ lb/jam} \times 82 \text{ Btu/lb} \quad (\text{Hc udara pada } 400^\circ\text{F}) \\
 &= 393441.9025 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_R &= 0 \text{ (karena tidak recycle flue gas)} \\
 Q_S &= 0 \text{ (Karena atomisasi steam diabaikan)} \\
 Q_W &= 2\% \times Q_F \\
 &= 2\% \times 4797473.92 \text{ BTU/jam} \\
 &= 95949.478 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

Panas keluar pada gas saat 1700 °F dan 25% excess udara mempunyai nilai panas 476 Btu/lb pada *flue gas* keluar

$$\begin{aligned}
 Q_G &= 476 \text{ Btu/lb} \times (4798.07 \text{ lb/jam} + 229.546 \text{ lb/jam}) \\
 &= 2393145.98 \text{ Btu/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q &= Q_F + Q_A - Q_W - Q_G \\
 &= (4797473.916 + 393441.9025 - 95949.4783 - 2393145.983) \text{ BTU/jam} \\
 &= 2701820.36 \text{ BTU/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 N &= \frac{Q}{L \times a \times \text{Average flux}} \\
 &= \frac{2701820.3566 \text{ BTU/jam}}{16 \text{ ft} \times 0.864 \text{ ft}^2/\text{ft} \times 12000 \text{ Btu/jam.ft}^2} \\
 &= 16.29 \text{ tube} \\
 &= 17 \text{ tube}
 \end{aligned}$$

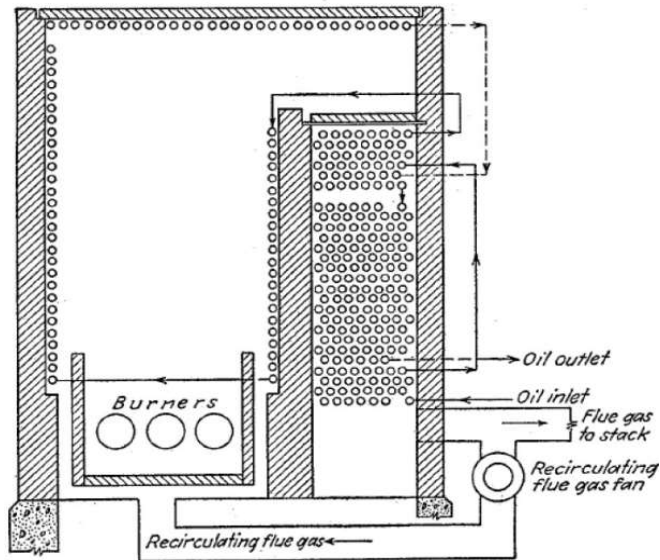
**Panjang dimensi**

Terdapat 17 tube dan 16 jarak antar tube

$$\begin{aligned}
 \text{OD tube} &= 1.32 \text{ in} = 0.11 \text{ ft} \\
 \text{Pitch} &= 6 \text{ in} = 0.50 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Jarak antar tube} &= 6 \text{ in} - 0,84 \text{ in} \\ &= 4,68 \text{ in} = 0,39 \text{ ft}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Perhitungan panjang dimensi} &= ( 17 \times 0,11 \text{ ft} + 16 \times 0,39 \text{ ft} ) \\ &= 8,11 \text{ ft}\end{aligned}$$



Mengambil rasio dimensi 3 : 2 : 1 (Kern hal 691)  
 Sehingga di dapat dimensi sekitar = 4.05 ft : 2.7 ft : 1.35 ft

$$L = \frac{2}{3} x \sqrt[3]{\text{volume}}$$

$$\begin{aligned}L &= \frac{2}{3} x (4.1 \text{ ft} x 2.7 \text{ ft} x 1.4 \text{ ft})^{1/3} \\ &= 3.29 \text{ ft}\end{aligned}$$

### 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,  $\text{ft}^2$

$A_{cp}$  = equivalent cold plane surface,  $\text{ft}^2$

$\mathfrak{F}$  = overall exchange factor, dimensionless

$h_c$  = convection coefficient,  $\text{Btu}/(\text{hr})(\text{ft}^2)(^\circ\text{F})$

$\Sigma Q$  = total hourly heat transfer to the cold surface,  $\text{Btu}/\text{hr}$

$T_g$  = temperature of flue gas leaving the radiant section,  $^\circ\text{R}$

$T_s$  = tube surface temperature,  $^\circ\text{R}$

$\alpha$  = factor by which  $A_{cp}$  must be reduced to obtain effective cold surface, dimensionless

Konveksi dapat disederhanakan dengan asumsi nilai :

$$H_c = 2 \text{ Btu}/\text{jam} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\text{Overall exchange factor} = 0.57$$

$$A = 2 \times \alpha \times A_{cp}$$

$$A_{cp}/\text{tube} = \frac{6}{12} \text{ ft} \times 4.05 \text{ ft}$$

$$= 2.02725 \text{ ft}^2$$

$$\text{Ratio Pitch/OD} = \frac{6}{1.32} = 4.55$$

Sehingga didapat  $\alpha$  pada two row pada Kern fig 19.11 dengan nilai  $\alpha = 0.77$

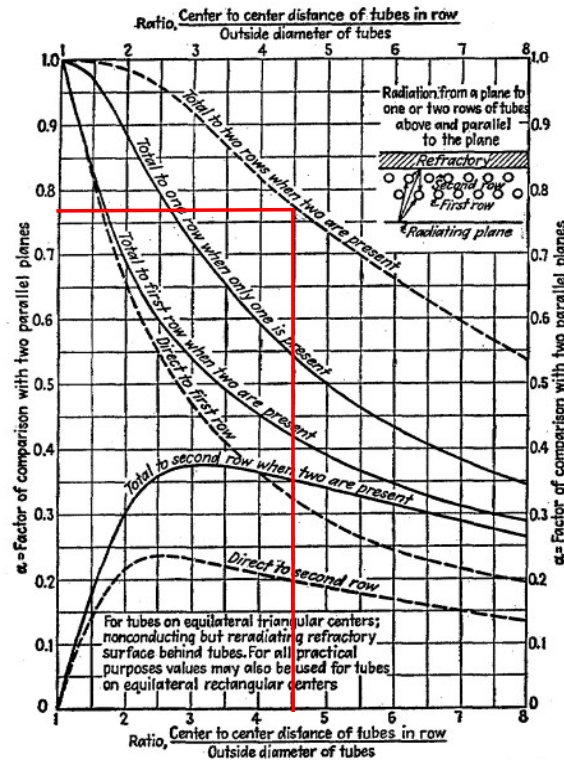


Fig. 19.11. Radiation between a plane and one or more tube rows parallel to the plane. (Courtesy of Hottel.)

$$A_{cp}/\text{tube} \times \alpha = 2.02725 \text{ ft}^2 \times 0.77 = 1.56098 \text{ ft}^2$$

$$\alpha \cdot A_{cp} = 1.56098 \text{ ft}^2 \times 17 \text{ tube} = 26.5367 \text{ ft}^2$$

Sehingga dapat disederhanakan menjadi

$$\frac{\Sigma Q}{\alpha A_{cp} F} = 0.173 \left[ \left( \frac{T_g}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_s}{100} \right)^4 \right] + 7(T_g - T_s)$$

Diketahui

$$T_g = 1700 \text{ } ^\circ\text{F} = 2199.7 \text{ R}$$

$$T_s = 1700 \text{ } ^\circ\text{F} - 400 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ (Menggunakan Metode of Wilson, Lobo and Hottel)}$$

$$= 1300 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$= 1789.67 \text{ R}$$

$$\frac{Q}{f \cdot \alpha A_{cp}} = 0.173 \left[ \left( \frac{T_g}{100} \right)^4 - \left( \frac{T_s}{100} \right)^4 \right] + 7(T_g - T_s)$$

$$\frac{Q}{0.57 \times 26.5367} = 0.173 \left[ \left( \frac{2199.7}{100} \right)^4 - \left( \frac{1789.67}{100} \right)^4 \right] + 7(2199.67 - 1789.7)$$

$$\frac{Q}{15.1259} = 23250.96$$

$$Q = 351692.23 \text{ Btu/jam} = 371056.40 \text{ Kj/jam}$$

Sehingga beban panas seksi radiasi = 351692.23 Btu/jam

### Menghitung jumlah tube seksi Konveksi

#### a. Menentukan $\Delta T_{LMTD}$

Suhu Umpan Masuk	=	183 °C	=	361.4 °F
Suhu Umpan Keluar	=	224 °C	=	435.2 °F
Suhu Gas Masuk	=	1700 °F		
Suhu Gas Keluar	=	536 °F		

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

$$\Delta T_{LMTD} = \frac{(101 - 1338.60)}{\ln \frac{101}{1338.60}}$$

$$= 478.61 \text{ °F} = 248.116 \text{ °C}$$

#### b. Koefisien Perpindahan Panas

Diprediksi berdasarkan Towler and Sinnott, hal.773 Vol.6 Ed.4

Hot Fluid	=	Gases
Cold Fluid	=	Dowtherm
Range Ud	=	20 - 200 W/m <sup>2</sup> .°C
Dipilih Ud	=	30 W/m <sup>2</sup> .°C

#### c. Pemilihan Pipa

Ukuran pipa dipilih berdasarkan tabel 11 Kern, D.Q

Dipilih	2 in NPS, Sch No 40
Diameter luar, OD	= 2.38 in x [ 0,0254 m /in ] = 0.06045 m
Diameter dalam, ID	= 2.067 in x [ 0,0254 m /in ] = 0.0525 m
Luas permukaan luar per meter, a"	= 0.662 ft <sup>2</sup> /ft = 0.20178 m <sup>2</sup> /m
Panjang pipa, L	= 16 ft = 4.8768 m

#### d. Luas Perpindahan Panas yang Diperlukan

Dihitung dengan Persamaan :

$$A = \frac{Q_t}{U_d \times \Delta T}$$

Dengan:

A	:	Luas perpindahan panas yang diperlukan (ft <sup>2</sup> )
Q <sub>t</sub>	:	Beban panas (BTU/jam)
U <sub>d</sub>	:	Koefisien Perpindahan Panas Design (BTU/jam.ft <sup>2</sup> .°F)
ΔT	:	Beda suhu rerata (°F)

Maka,

$$A = \frac{103071.2233 \text{ J/s}}{30 \text{ W/m}^2 \cdot \text{°C} \times 248.116 \text{ °C}} = 13.85 \text{ m}^2$$

#### e. Jumlah tabung yang diperlukan

$$n_t = \frac{A}{a'' \times L} = \frac{13.85 \text{ m}^2}{0.20178 \text{ m}^2/\text{ft} \times 4.8768 \text{ m}} = 14.0719 = 15 \text{ tube}$$

Sehingga jumlah pipa seksi konveksi sebanyak 15

**Dimensi Stack**

Theoretical 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

- Pd = *Theoretical Draft* (mm)  
 Ls = *Tinggi Stack* (m)  
 p' = *Atmospheric Pressure* , milibar  
 Ta = *Temperatur Udara* (K)  
 Tga = *Temperatur rata-rata flue gas* (K)

$$1 = 0.35 \times L_s \times 1013.25 \times \left[ \frac{1}{303} - \frac{1}{876.48} \right]$$

Didapat Ls = 1.31 m

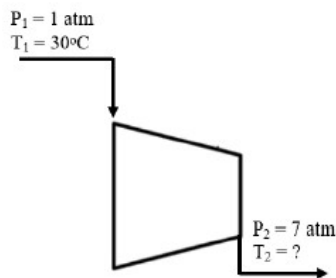
$$A = \frac{3,14 \times D^2 \times L_s}{4}$$

$$13.85 \text{ m}^2 = \frac{3,14 \times D^2 \times 1.3058 \text{ m}}{4}$$

Didapat diameter stack = 3.68 m

## KOMPRESOR (KU-01)

**Tugas** : Menekan udara dari 1 atm menjadi tekanan 7 atm dengan laju alir udara sebesar 48 m<sup>3</sup>/Jam.  
**Jenis alat** : Kompresor Sentrifugal.



**Gambar 1.** Kompresor Utilitas

Tekanan masuk ( $P_1$ )	=	1 atm	=	101325 Pa
Tekanan keluar ( $P_2$ )	=	7 atm	=	709275 Pa
Suhu masuk ( $T_1$ )	=	30 °C		
$\gamma$ (cp/cv)	=	1.4		
BM udara	=	29 kg/kmol		

### 1. Laju alir udara

Diasumsikan volume udara tekan tiap alat yang diperlukan sebesar = 3 m<sup>3</sup>/jam

Jumlah instrument yang digunakan = 20

Untuk keamanan kapasitas udara tekan dibuat 20% berlebih.

Sehingga didapat kebutuhan udara sebesar ( $Q_L$ ) = 72 m<sup>3</sup>/jam

= 1.20 m<sup>3</sup>/menit

### 2. Pressure Ratio

Menghitung Rasio Kompresi digunakan Pers 12.2 E. E. Ludwig hal 413. Untuk menaikkan tekanan dari 1 atm menjadi 7 atm digunakan kompresor dual stage.

$P_1 = 1$  atm

$P_2 = 7$  atm

Jumlah stage ( $n$ ) = 2

$$\begin{aligned} R_c &= \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{1/n} \\ &= \left( \frac{7}{1} \right)^{1/2} \\ &= 2.65 \end{aligned}$$

### 3. Menghitung Daya Kompresor ( $W_k$ )

Daya kompresor dihitung dari pers. 1.21b, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 190

$$W = \frac{n \times \gamma}{\gamma - 1} \frac{Q_L \times P_1}{60000} \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(\gamma-1)/(n \times \gamma)} - 1 \right]$$

Dimana :

$W$  = Daya Kompresor (KW)



$Q_L$  = Laju alir udara ( $m^3$ /menit)

$P_1$  = Tekanan udara masuk (Pa)

Data-data yang ada dimasukkan kedalam persamaan tersebut sehingga diperoleh :

$$W = \frac{2 \times 1.4}{1.4 - 1} \frac{1.2 \times 101325}{60000} \left[ \left( \frac{7}{1} \right)^{(1.4-1)/(2 \times 1.4)} - 1 \right]$$

$$= 4.55 \text{ kW}$$

$$= 6.09 \text{ HP}$$

Dari gambar. 2.11 , Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 189 didapat efisiensi kompresor sebesar = 70%

Maka  $W = 8.70 \text{ HP}$

Dipilih daya motor standar = 10 HP

#### 4. Menghitung Suhu Keluar Kompresor

Suhu keluar kompresor dihitung dengan persamaan yang diperoleh dari Rules of Thumb for Chemical Engineers halaman 104 :

$$T_2 = T_1 \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{(\gamma-1)/(n \times \gamma)}$$

Data-data yang ada dimasukkan kedalam persamaan tersebut sehingga diperoleh :

$$T_2 = 303 \text{ K} \left( \frac{7 \text{ atm}}{1 \text{ atm}} \right)^{(1.4-1)/(2 \times 1.4)}$$

$$= 400 \text{ K}$$

$$= 127 \text{ }^\circ\text{C}$$

**KOMPRESOR**  
**(KU-01)**

**Tugas** : Menekan udara dari 1 atm menjadi tekanan 7 atm dengan laju alir udara sebesar 72 m<sup>3</sup>/Jam.

**Jenis alat** : Kompresor Sentrifugal.

Laju alir udara = 1.20 m<sup>3</sup>/menit

Efisiensi = 70%

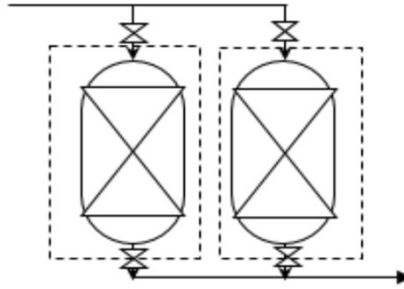
Daya kompresor = 10 HP

Suhu keluar kompresor = 127 °C

Jumlah stage = 2

**TANGKI SILIKA  
(TS-01)**

**Tugas** : Menghilangkan uap air yang masih terkandung didalam udara.  
**Jenis alat** : Tangki silinder vertikal diisi dengan silika.



**Gambar 1.** Tangki Silika

Data-data :

Tumpuan = 30 °C  
 Kelembaban udara = 0.02 kg H<sub>2</sub>O/kg udara Kering  
 BM udara = 29 kg/kmol

1. Menghitung Kebutuhan silika (Massa silika didalam tangka)

a. Laju alir Udara

Tangki silika dirancang bekerja selama 7 hari sebelum diregenerasi.

Densitas udara = 1.2 kg/m<sup>3</sup>  
 Laju alir udara = 72 m<sup>3</sup>/jam  
 = 86.4 kg/jam

b. Massa Uap air yang harus diserap

Kecepatan uap air = 86.4 kg/jam x 0.02 kg H<sub>2</sub>O/kg udara Kering  
 = 1.73 kg/jam

Massa uap air yang harus diserap = 1.73 kg/jam x 24 jam/hari x 7 hari  
 = 290.30 kg air

c. Kebutuhan silika dalam 7 hari.

Kemampuan penjerapan silika = 0,35 – 0,5 Kg air/Kg silika (Perry tabel 16–5, 8th ed.) sehingga dipilih = 0.45 kg air/kg silika

Massa Silika =  $\frac{290.30 \text{ kg air}}{0.45 \text{ kg air/kg silika}}$   
 = 645.12 kg silika

2. Menghitung Volume silika

Diketahui bulk density silika = 700 - 820 kg/m<sup>3</sup> (Perry tabel 16–5, 8th ed.)

Volume silika =  $\frac{645.12 \text{ kg silika}}{760 \text{ kg/m}^3}$   
 = 0.85 m<sup>3</sup>

3. Volume Tangki

Faktor keamanan, volume tangka dirancang 20% lebih besar dari volume silika.

Sehingga :

V<sub>t</sub> = 120% x V<sub>silika</sub>  
 = 1.02 m<sup>3</sup>

4. Dimensi Tangki

Bahan kontruksi yang digunakan adalah baja komersial.

Dirancang D : H = 1 : 2

$$V_t = \frac{\pi \times D^2 \times H}{4} = \frac{\pi \times D^3}{2}$$

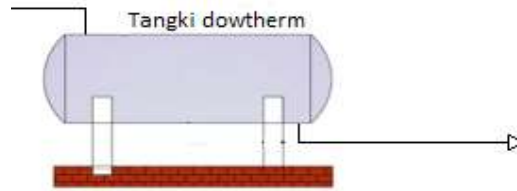
Maka,

$$D = \left( \frac{2 \times 1.02}{3.14} \right)^{1/3} = 0.87 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} H &= 2 \times 0.87 \\ &= 1.73 \text{ m} \end{aligned}$$

## TANGKI DOWTHERM (TU-01)

**Tugas** : Menampung kebutuhan Dowtherm untuk pemanas  
**Jenis alat** : Tangki silinder horizontal



**Gambar 1.** Tangki Dowtherm

Data :

Laju mol dowtherm = 756 kmol/jam  
 Suhu = 150 °C = 423 K  
 Densitas = 952.2 kg/m<sup>3</sup>  
 BM dowtherm = 166 kg/kmol

### 1. Volume tangki

Waktu tinggal = 2 jam  
 Mol dowtherm = Laju mol dowtherm x waktu tinggal = 756 kmol/jam x 2 jam  
 = 1512 kmol

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{mol}_{\text{dowtherm}} \times \text{BM}}{\text{densitas}}$$

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{1512 \times 166}{952.2} \\ &= 263.59 \text{ m}^3 \\ &= 9308.66 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

Dirancang volume tangki dengan overdesign = 20%

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times 263.59 \text{ m}^3 \\ &= 316.31 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

### 2. Ukuran alat

Rasio antara panjang : Diameter berkisar antara 3 - 5 (Wallas, S.M., hal.18)

Dipilih rasio = 3

$$L = 3D$$

$$\begin{aligned} D &= \left( \frac{4 \times V_t}{3\pi} \right)^{1/3} \\ &= \left( \frac{4 \times 316.31}{3 \times 3.14} \right)^{1/3} \end{aligned}$$

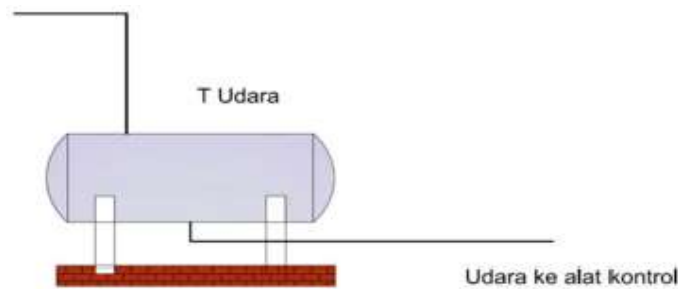
$$= 5.12 \text{ m}$$

$$L = 3D$$

$$= 15.4 \text{ m} = 604.869 \text{ in}$$

## TANGKI UDARA TEKAN (TU-02)

**Tugas** : Menampung udara tekan selama 120 menit  
**Jenis alat** : Tangki silinder horisontal



**Gambar 1.** Tangki Udara Tekan

Data :  
 Kecepatan mol udara = 2.98 kmol/jam  
 Tekanan = 7.07 bar  
 Suhu = 30 °C = 303 K

### 1. Volume tangki

Waktu tinggal = 120 menit = 2 jam  
 Mol udara yang disimpan = 2.98 kmol/jam x 2 jam  
 = 5.96 kmol

$$\text{Volume tangki} = \frac{\text{mol}_{\text{udara}} \times R \times T}{P}$$

Dimana:

$\text{mol}_{\text{udara}}$  = Mol udara yang disimpan (kmol)  
 R = Konstanta gas ideal ( $\text{m}^3 \cdot \text{bar} / \text{kmol} \cdot \text{K}$ )  
 T = Suhu penyimpanan (K)  
 P = Tekanan (bar)

Maka,

$$\begin{aligned} \text{Volume tangki} &= \frac{5.96 \times 0.08314 \times 303}{7.07} \\ &= 21.23 \text{ m}^3 \\ &= 5608.75 \text{ gallon} \\ &= 749.89 \text{ ft}^3 \end{aligned}$$

### 2. Ukuran alat

Rasio antara panjang : Diameter berkisar antara 3 - 5 (Wallas, S.M., hal.18)

Dipilih rasio = 3

$$L = 3D$$

$$\begin{aligned} D &= \left( \frac{4 \times V_t}{3\pi} \right)^{1/3} \\ &= \left( \frac{4 \times 21.23}{3 \times 3.14} \right)^{1/3} \\ &= 2.08 \text{ m} \\ L &= 3D \\ &= 6.24 \text{ m} \end{aligned}$$

**TANGKI BAHAN BAKAR****(TU-03)****Tugas** : Menampung bahan bakar untuk generator**Kapasitas** : 1 bulan

$$V_{\text{gen}} = 0.73 \text{ m}^3/\text{bulan}$$

$$V_{\text{t}} = V_{\text{gen}}$$

$$= 0.73 \text{ m}^3/\text{bulan}$$

Dirancang volume tanki dengan overdesign = 20%

$$V_{\text{t}} = 120\% \times 0.73 \text{ m}^3/\text{bulan}$$

$$= 0.88 \text{ m}^3/\text{bulan}$$

Diambil perbandingan D : L = 1 : 1.5

$$V_{\text{t}} = \frac{\pi \times D^2 \times (H/D) \times D}{4}$$

$$D = \left( \frac{4 \times V_{\text{t}}}{\pi \times (H/D)} \right)^{1/3}$$

$$= \left( \frac{4 \times 0.88}{3.14 \times 0.5} \right)^{1/3}$$

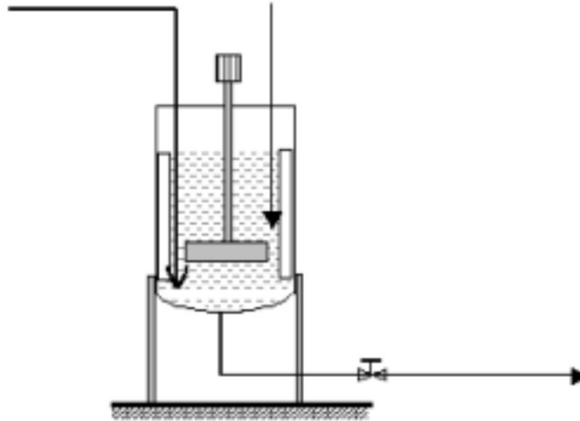
$$= 1.31 \text{ m}$$

$$L = 1.5D$$

$$= 1.96 \text{ m}$$

## TANGKI KLOLINASI (TU-04)

- Tugas** : Sebagai tempat proses klorinasi air untuk kantor, pelayanan umum, dan rumah tangga dengan waktu tinggal selama 2 jam.
- Tipe Alat** : Tangki Silinder Vertikal



**Gambar 1.** Tangki Klorinasi

**Data:**

- Suhu operasi = 303 K  
 Tekanan operasi = 1 atm  
 Densitas air = 1,004.04 kg/m<sup>3</sup>  
 Waktu tinggal = 2 hr

**1. Volume air dalam tangki**

$$V_L = \frac{\text{kecepatan massa air}}{\text{densitas air}} = \frac{4550.98 \text{ kg/hr}}{1,004.04 \text{ kg/m}^3} = 4.53 \text{ m}^3/\text{hr} = 4532.67 \text{ L/hr}$$

**2. Kebutuhan Cl<sub>2</sub>**

Kebutuhan = 0.5 mg/L (PerMenKes RI Nomor 492/MENKES/PER/IV/2010)

$$\begin{aligned} \text{Cl}_2 \text{ yang diperlukan} &= 0.5 \text{ mg/L} \times \frac{1 \text{ kg}}{100000 \text{ mg}} \times 4532.67 \text{ L/hr} \\ &= 0.0019 \text{ kg/hr} \end{aligned}$$

**3. Volume air campuran klorin**

$$\begin{aligned} \text{Massa air} &= \frac{98\%}{2\%} \times 0.0019 \text{ kg/hr} = 0.093 \text{ kg/hr} \\ \text{Volume air} &= \frac{0.093 \text{ kg/hr}}{1004.04 \text{ kg/m}^3} = 9.3\text{E-}05 \text{ m}^3/\text{hr} \end{aligned}$$

**4. Volume total**

$$\begin{aligned} \text{Volume total} &= (\text{Volume air umpan} + \text{Volume air campuran klorin}) \times \text{waktu tinggal} \\ &= ( 4.53 \text{ m}^3/\text{hr} + 9.3\text{E-}05 \text{ m}^3/\text{hr} ) \times 2 \text{ hr} \\ &= 9.07 \text{ m}^3 \end{aligned}$$



**5. Volume tangki**

Dirancang dengan kapasitas overdesign 20%.

$$\begin{aligned} V_t &= 120\% \times 9.07 \text{ m}^3 \\ &= 10.9 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**6. Ukuran tangki**

Dirancang dengan  $H=2D$ .

$D$  = Diameter Tangki (m)

$H$  = Tinggi Tangki (m)

$$V = \frac{\pi D^2 H}{4}$$

$$D = \left( \frac{4 \times V_t}{2\pi} \right)^{1/3}$$

$$D = \left( \frac{8 \times 10.9}{2\pi} \right)^{1/3}$$

$$= 2.26 \text{ m}$$

$$H = 2D$$

$$= 2 \times 2.26 \text{ m}$$

$$= 4.52 \text{ m}$$

**7. Pengaduk**

Jenis : Disk and blade dengan 3 blade

Data

$$\text{Viskositas} = 7.8E-04 \text{ kg/ms}$$

$$\text{Densitas} = 1,004.04 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Putaran pengaduk} = 30 \text{ rpm} = 0.5 \text{ rps}$$

**Diameter impeller**

$$D_i = 1/3 D_{\text{tangki}} \text{ (Mc.Cabe,1993, hal 243)}$$

$$= 1/3 \times 2.26 \text{ m}$$

$$= 0.75 \text{ m}$$

**Lebar blade**

$$W_i = 1/5 D_i$$

$$= 1/5 \times 0.75 \text{ m}$$

$$= 0.15 \text{ m}$$

**Jarak pengaduk dari dasar tangki (E)**

$$E = 1/3 D_{\text{tangki}}$$

$$= 1/3 \times 2.26 \text{ m}$$

$$= 0.75 \text{ m}$$

**Bilangan reynold**

$$Re = \frac{\rho \cdot N \cdot D_i^2}{\mu}$$

$$= \frac{1004.04 \text{ kg/m}^3 \times 0.5 \times 0.71^2 \text{ m}}{7.8E-04 \text{ kg/ms}}$$

$$= 363969.90$$

$$\text{Power} = N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D_i^5$$

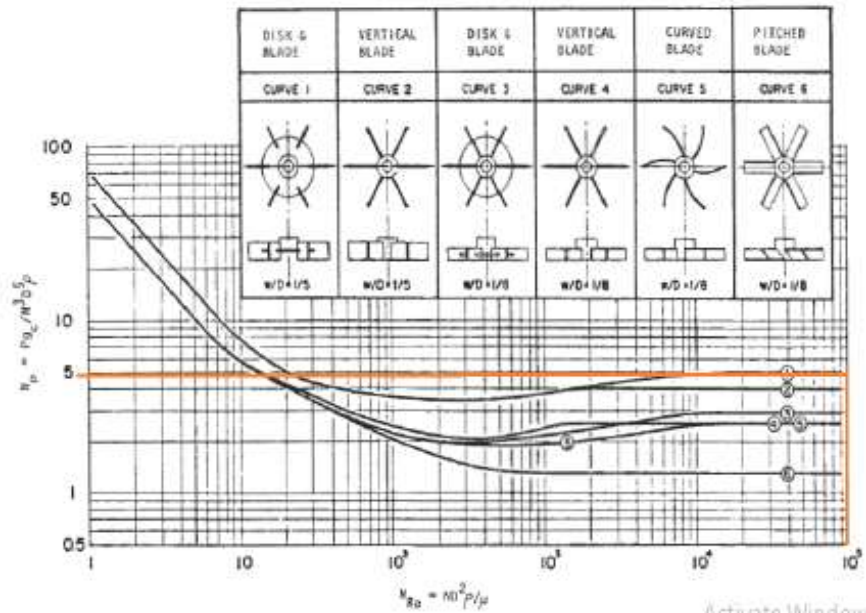
Dengan hubungan :

$$D_i = \text{Diameter pengaduk}$$

$$N = \text{Kecepatan putar}$$

$N_p$  = Bilangan daya  
 Power = Daya penggerak  
 $\rho$  = densitas fluida masuk

Bilangan daya  $N_p$  (power number) diperoleh dari fig 10.6 wallas, "Chemical Process Equipment", halaman 292



Dipilih jenis pengaduk disk & blade, sehingga didapat  $N_p = 5$

$$\begin{aligned}
 \text{Power} &= N_p \cdot \rho \cdot N^3 \cdot D^5 \\
 &= 5 \times 1004.04 \times 0.5^3 \times 0.71^5 \\
 &= 152.37 \text{ lbf/s} \\
 &= 0.28 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Diperoleh efisiensi motor 80% ( Table 3.1 Towler And Sinnott Halaman 111)

Maka :

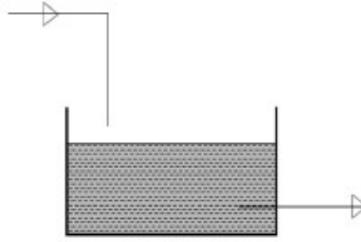
$$\text{Daya} = \frac{0.28}{80\%} \text{HP} = 0.35 \text{ HP}$$

Motor standar : dipilih motor induksi

$$\text{Daya standar} = 0.5 \text{ HP} \quad (\text{Ludwig, E.E., vol III halaman 628})$$

**BAK AIR BERSIH  
(BU-01)**

**Tugas** : Menampung air bersih selama 12 jam.  
**Jenis alat** : Bak persegi panjang



**Gambar 1.** Bak air bersih

Data :

Suhu = 30 °C  
 Tekanan = 1 atm  
 Kecepatan massa = 14104.27 kg/jam  
 Rapat massa = 1023.01 kg/m<sup>3</sup>  
 Waktu tinggal = 12 jam

**1. Menghitung Volume Air yang Ditampung**

$$\begin{aligned}
 V_1 &= \text{Kecepatan volume} \times \text{Waktu tinggal} \\
 &= \frac{13519.49 \text{ kg/jam}}{1023.01 \text{ kg/m}^3} \times 12 \text{ jam} \\
 &= 165.44 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**2. Menghitung Volume Bak**

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang volume dengan oversize} &= 120\% \\
 V_b &= 120\% \times V_1 \\
 &= 120\% \times 165.44 \text{ m}^3 \\
 &= 198.53 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

**3. Menghitung Ukuran Bak**

$$\begin{aligned}
 \text{Dirancang kedalaman tangki } H &= 5.5 \text{ m} \\
 \text{Rasio panjang : lebar} &= 1 : 1
 \end{aligned}$$

$$\text{Lebar} = \sqrt[2]{\frac{V_b}{\text{tinggi}}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Lebar} &= \sqrt[2]{\frac{190.30}{5.5}} \\
 &= 6.01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

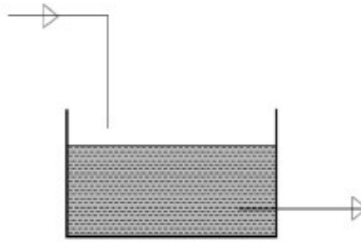
$$\begin{aligned}
 \text{Panjang} &= 3L \\
 &= 6.01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

**Ringkasan Hasil**

Volume cairan (Vl)	=	165.44	m <sup>3</sup>
Volume bak (Vb)	=	198.53	m <sup>4</sup>
Lebar tangki (L)	=	6.01	m
Panjang tangki (P)	=	6.01	m
Tinggi tangki (Ht)	=	5.50	m
Bahan konstruksi	=	Beton bertulang	
Jumlah	=	1	unit
Luas area	=	36.10	m <sup>2</sup>

**BAK AIR PERKANTORAN  
(BU-02)**

**Tugas** : Menampung air untuk keperluan kantor dll.  
**Jenis alat** : Bak persegi



**Gambar 1.** Bak air bersih

Data :

Suhu = 30 °C  
Tekanan = 1 atm  
Kecepatan massa = 4550.98 kg/jam  
Rapat massa = 1023.01 kg/m<sup>3</sup>  
Waktu tinggal = 12 jam

**1. Menghitung Volume Air yang Ditampung**

$$\begin{aligned} V_1 &= \text{Kecepatan volume} \times \text{Waktu tinggal} \\ &= \frac{3817.44 \text{ kg/jam}}{1023.01 \text{ kg/m}^3} \times 12 \text{ jam} \\ &= 53.38 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**2. Menghitung Volume Bak**

$$\begin{aligned} \text{Dirancang volume dengan overdesign} &= 120\% \\ V_b &= 120\% \times V_1 \\ &= 120\% \times 53.38 \text{ m}^3 \\ &= 64.06 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

**3. Menghitung Ukuran Bak**

Dirancang kedalaman tangki H = 2 m  
Rasio panjang : lebar = 1 : 1

$$\text{Lebar} = \sqrt[2]{\frac{V_b}{\text{tinggi}}}$$

$$\begin{aligned} \text{Lebar} &= \sqrt[2]{\frac{64.06}{2}} \\ &= 5.66 \text{ m} \end{aligned}$$

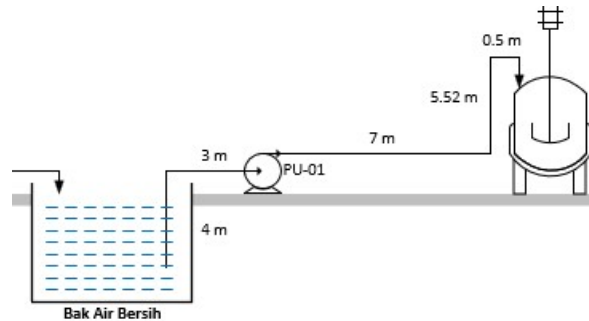
$$\begin{aligned} \text{Panjang} &= 3L \\ &= 5.66 \text{ m} \end{aligned}$$

**Ringkasan Hasil**

Volume cairan (Vl)	=	53.38	m <sup>3</sup>
Volume bak (Vb)	=	64.06	m <sup>4</sup>
Lebar tangki (L)	=	5.66	m
Panjang tangki (P)	=	5.66	m
Tinggi tangki (Ht)	=	2.00	m
Bahan konstruksi	=	Beton bertulang	
Jumlah	=	1	unit
Luas area	=	32.03	m <sup>2</sup>

## POMPA UTILITAS (PU-01)

**Tugas** : Memompa air dari bak bersih menuju tangki klorinasi dan cooling tower dengan laju a 12316.41 kg/jam  
**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal



**Gambar 1.** Sistem pompa (PU-01)

### Informasi penunjang:

**Bidang datum** = Permukaan tanah ( $Z = 0$  m)

#### Titik 1

$$P_1 = 1.00 \text{ atm} = 1.01 \text{ bar}$$

$$Z_1 = -1 \text{ m}$$

$$V_1 = 0 \text{ m/s}$$

#### Titik 2

$$P_2 = 1.00 \text{ atm} = 1.01 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 5.52 \text{ m}$$

### Data Fluida

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

$$\text{Tekanan} = 1.00 \text{ atm}$$

$$\text{Laju massa} = 14104.3 \text{ kg/jam}$$

### 1. Kapasitas Pompa

$$\text{Densitas} = 1,023.01 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{QL} &= \frac{14104.3}{1,023.01} \\ &= 13.79 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.0038 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

#### Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$$\rho_L = \text{Densitas cairan (gr/cm}^3\text{)}$$

$$T = \text{Temperatur (K)}$$

$$T_c = \text{Temperatur kritis (K)}$$

$$A, B, n = \text{Konstanta}$$

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	Tc	$\rho_i$ (gr/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	1.02

$$\begin{aligned} \text{Maka, densitas cairan } (\rho_L) \text{ adalah : } & 1.02 \text{ gr/ml} \\ & = 1023.01 \text{ kg/m}^3 \\ & = 63.86 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{-0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 0.0038 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1023.01 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 0.363 \times 0.037^{0.45} \times 1023.01^{0.13} \\ &= 0.07 \text{ m} \\ &= 2.88 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$\text{NPS} = 3.00 \text{ in}$$

$$\text{Sc.no} = 40$$

$$\text{OD} = 3.50 \text{ in} = 0.0889 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 3.07 \text{ in} = 0.0779 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 7.38 \text{ in}^2 = 0.0048 \text{ m}^2$$

## 3. Head Pompa

### a. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa *Steel Commercial*.

Berdasarkan Tabel. 6.1, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, Frank M. White, 1997.

Maka, diperoleh kekerasan pipa  $\epsilon = 0.00015 \text{ ft}$

$$= 4.6\text{E-}05 \text{ m}$$

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
	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
Iron	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

## b. Kekerasan Relatif

Berdasarkan data diatas, diperoleh kekerasan relatif :

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0.000046}{0.0779}$$

$$= 0.0006$$

## c. Kecepatan Linear

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{lin} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$V_{lin} = \frac{0.0038}{0.0048}$$

$$= 0.80 \text{ m/jam}$$

## d. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., “Chemical Properties Handbook” (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = 10^{(A + B/T + C.T + D.T^2)}$$

Dengan:

A, B, C, D = Konstanta

$\mu$  = Viskositas fase cair (cP)

T = Temperatur (K)

Tabel 3. Data Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D	$\mu_i$
H <sub>2</sub> O	-10.22	1792.5	0.0177	-1.E-05	0.82

$$\text{Maka diperoleh viskositas fluida} = 0.8177 \text{ cP}$$

$$= 2.94 \text{ kg/m.jam}$$

$$= 0.0008 \text{ kg/m.s}$$

## e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho L \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

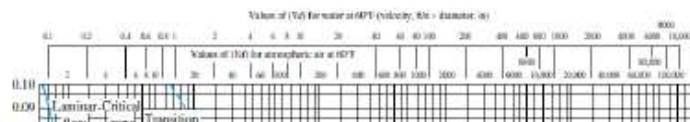
$$Re = \frac{1023.01 \times 0.0779 \times 0.80}{0.0008}$$

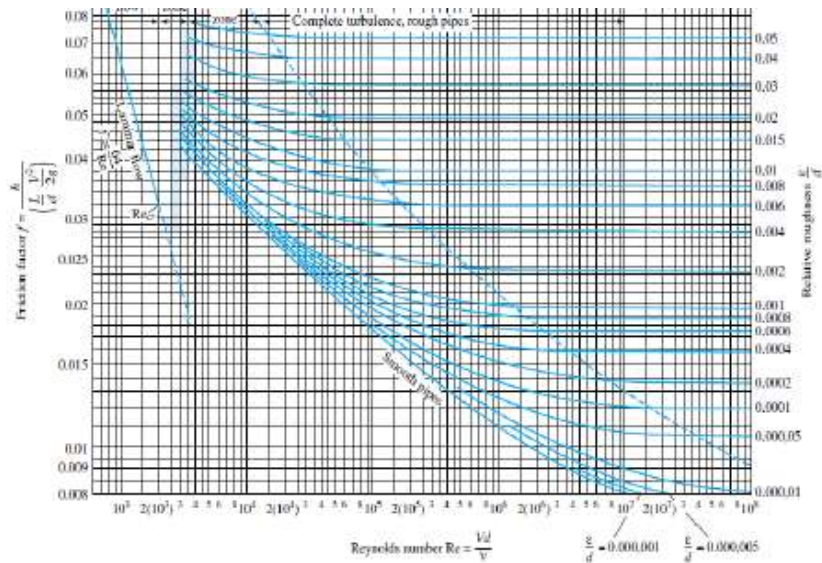
$$= 78,419.01$$

## f. Head Karena Friksi

Faktor Friksi Darcy

Diperoleh dari Fig. 6.13, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, White ,F.M., 1997 Diperoleh nilai fricti factor (f) = 0.022



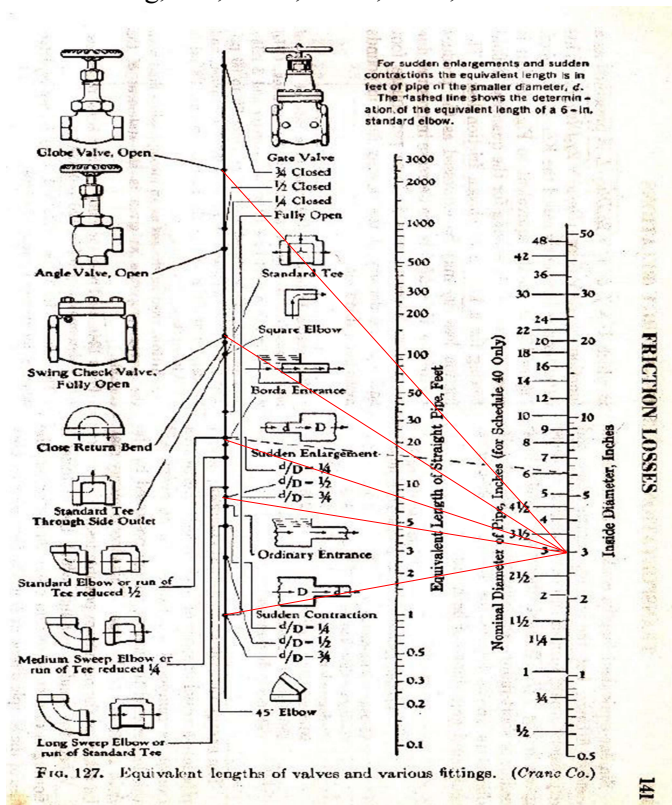


Panjang Pipa

Panjang pipa lurus = 20 m

Panjang Ekvivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :



Perihal	Le (ft)	Jumlah	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Standard elbow	8.00	4	32.00	9.75
Globe valve	80.00	1	80.00	24.38
Swing check valve	20.00	1	20.00	6.10
Sudden contraction	1.60	1	1.60	0.49
Sudden enlargement	5.00	1	5.00	1.52

<b>Total</b>	138.60	42.25
--------------	--------	-------

Diperoleh  $Le = 42.25 \text{ m}$

#### Head Karena Friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach:

$$h_f = \frac{f \times (L+Le) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{0.022 \times (20+42.25) \times 0.7^2}{2 \times 9.8 \times 0.0779} \\ &= 0.58 \text{ m} \end{aligned}$$

#### g. Rapat Berat (Weight Density)

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \times g \\ &= 10,025.53 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

#### h. Head Pompa

Dihitung dengan Persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + H_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $\text{m/s}^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

#### Head Beda Tekanan

$P_1 = 1.01 \text{ bar}$

$P_2 = 1.01 \text{ bar}$

$\Delta P = 0.00 \text{ bar}$

Maka, head beda tekanan = 0.00 m

#### Head Potensial

$Z_2 - Z_1 = 5.52 - -1$

$= 6.52 \text{ m}$

#### Head Kinetik

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{0.77^2 - 0^2}{2 \times 9.8} = 0.03 \text{ m}$$

Maka, head pompa :

$$H_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_f$$

$$\begin{aligned} H_{man} &= 0.00 + 6.52 + 0.03 + 0.58 \\ &= 7.13 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 4. Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

H = Head blower (m)

n = Kecepatan putar (rpm)

ns = Kecepatan spesifik

QL = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

##### Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 3,000 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

n = 2,850 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$\begin{aligned} ns &= \frac{2850\sqrt{0.02}}{7.08^{0.75}} \\ &= 312.98 \end{aligned}$$

#### 5. Daya Gerak Pompa

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times H_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Efisiensi pompa

H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

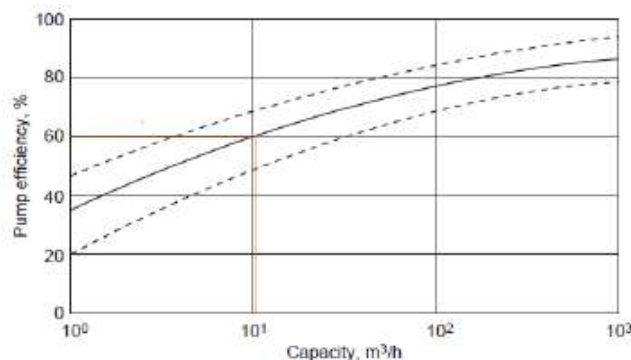
QL = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/s)

W = Daya penggerak poros (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

##### Efisiensi Pompa

Dari Fig. 10. 63, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Des: Elsevier San Diego, 2008, hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

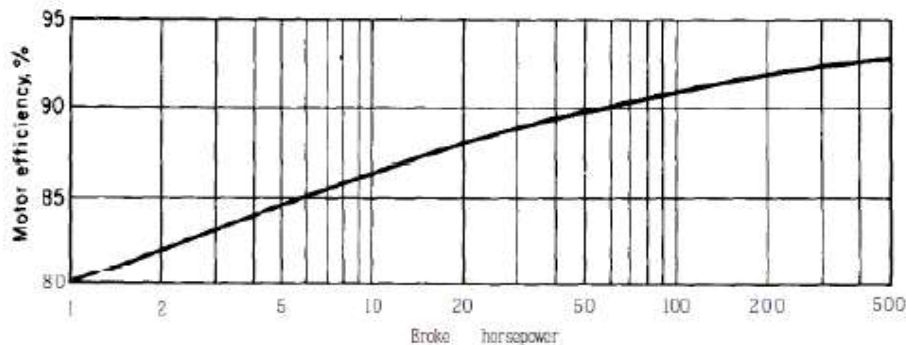
Diperoleh, efisiensi pompa (efp) = 0.65

Maka, daya gerak pompa :

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0.0038 \times 10,025.53 \times 7.13}{0.65} \\ &= 421.38 \text{ Watt} \\ &= 0.5651 \text{ HP} \end{aligned}$$

## 6. Motor Standar

Dari Fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991), halaman 521,



Diperoleh efisiensi motor = 0.80

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0.57}{0.80} \\ &= 0.71 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 1 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

## 7. Net Positive Suction Head ( NPSH)

a. NPSH yang tersedia

Dari pers. 2.29, "Pompa dan Kompresor", Sularso, 2000, hal. 44 :

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head isap Statis pada Daerah Hisap ( $h_s$ )

$$h_s = 1$$

Menentukan Head Friski pada Daerah Hisap ( $h_{fl}$ )

- Panjang Pipa Lurus

$$\text{Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah} = 1.50 \text{ m}$$

- Panjang Ekuivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
Standard elbow	8.00	1	8.00	2.44
Globe valve	80.00	0	0.00	0.00
Swing check valve	20.00	0	0.00	0.00
Sudden contraction	1.60	1	1.60	0.49
Sudden enlargement	5.00	0	0.00	0.00
<b>Total</b>			9.60	2.93

Diperoleh  $Le = 2.93 \text{ m}$

Maka, Head Karena Friski Pada Daerah Hisap :

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L+L_e) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0.022 \times (1.5+2.93) \times 0.7^2}{2 \times 9.8 \times 0.0779} \\
 &= 0.04 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Tekanan Uap Fluida

Persamaan dan data diperoleh dari yaws, C, L., "Chemical Properties handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\text{Log}(P^o) = A + B/T + C \cdot \text{Log}(T) + D \cdot T + E \cdot T^2$$

Dimana :

$P^o$  = Tekanan uap (mmHg)

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

T = Suhu (K)

Tabel 4. Data Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29.86	-3152.2	-7.3037	2.425E-09	1.809E-06

Komponen	yi	Po	yi.Po
H <sub>2</sub> O	1.00	31.59	31.59
	1.00		31.59

$$\begin{aligned}
 \text{Diperoleh tekanan uap fluida} &= 31.59 \text{ mmHg} \\
 &= 0.0416 \text{ atm} \\
 &= 0.0421 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

$$P_1 = 1.01 \text{ bar}$$

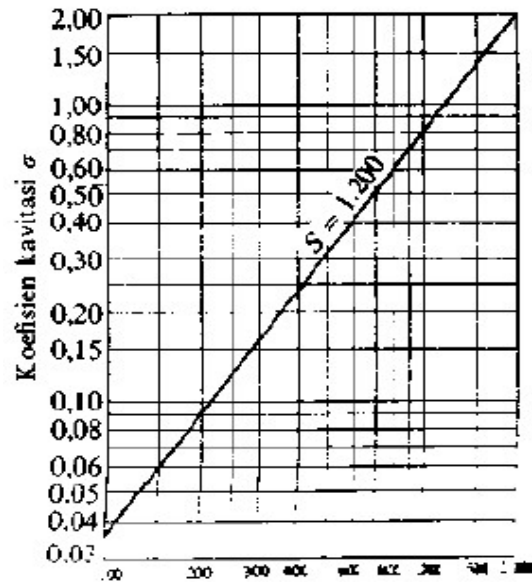
$$P_{uap} = 0.04 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 0.97 \text{ bar} = 97118.15 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH} &= \frac{97118.15}{10,025.53} + 1 - 0.04 \\
 &= 10.65 \text{ m}
 \end{aligned}$$

## b. NPSH yang diperlukan

Dari Gambar. 2.20, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 46,



diperoleh  $\sigma = 0.15$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0.15 \times 10.65 \\ &= 1.60 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang memenuhi syarat.

**POMPA UTILITAS  
(PU-01)**

**Tugas** : Memompa air dari bak bersih menuju tangki klorinasi dan cooling tower dengan laju a  
12316.41 kg/jam

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal

**Data Fluida**

Suhu = 30 °C

$P_1$  = 1 atm

$P_2$  = 1 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 3.00 in

OD = 3.50 in

ID = 3.07 in

**Spesifikasi Pompa**

Kapasitas pompa = 13.79 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 7.13 m

Kecepatan putar = 2850 rpm

Motor standard = 1.00 HP

**NPSH**

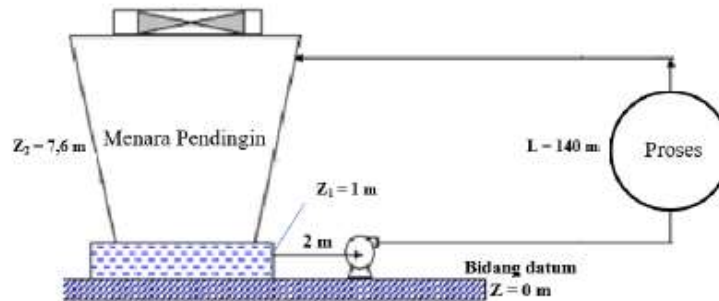
NPSH yang tersedia = 10.65 m

NPSH yang diperlukan = 1.60 m



## POMPA UTILITAS (PU-02)

**Tugas** : Memompa air dari cooling tower dan kembali ke cooling tower dengan laju alir 146815.01 kg/jam.  
**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal



**Gambar 1.** Sistem pompa (PU-02)

### Informasi penunjang:

**Bidang datum** = Permukaan tanah ( $Z = 0$  m)

#### Titik 1

$$P_1 = 1.00 \text{ atm} = 1.01 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

$$V_1 = 0 \text{ m/s}$$

#### Titik 2

$$P_2 = 1.00 \text{ atm} = 1.01 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 7.60 \text{ m}$$

### Data Fluida

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

$$\text{Tekanan} = 1.00 \text{ atm}$$

$$\text{Laju massa} = 157646.57 \text{ kg/jam}$$

### 1. Kapasitas Pompa

$$\text{Densitas} = 1,023.01 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} \text{QL} &= \frac{157646.57}{1,023.01} \\ &= 154.10 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.043 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

#### Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$$\rho_L = \text{Densitas cairan (gr/cm}^3\text{)}$$

$$T = \text{Temperatur (K)}$$

$$T_c = \text{Temperatur kritis (K)}$$

$$A, B, n = \text{Konstanta}$$

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	Tc	$\rho_i$ (gr/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	1.02

Maka, densitas cairan ( $\rho_L$ ) adalah :

$$= 1.02 \text{ gr/ml}$$

$$= 1023.01 \text{ kg/m}^3$$

$$= 63.86 \text{ lb/ft}^3$$

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{-0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 0.043 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1023.01 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$D_{opt} = 0.363 \times 0.04^{0.45} \times 1023.01^{0.13}$$

$$= 0.22 \text{ m}$$

$$= 8.52 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$NPS = 10.00 \text{ in}$$

$$Sc.no = 40$$

$$OD = 10.75 \text{ in} = 0.2731 \text{ m}$$

$$ID = 10.02 \text{ in} = 0.2545 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 78.80 \text{ in}^2 = 0.0508 \text{ m}^2$$

## 3. Head Pompa

### a. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa *Steel Commercial*.

Berdasarkan Tabel. 6.1, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, Frank M. White, 1997.

Maka, diperoleh kekerasan pipa  $\epsilon = 0.00015 \text{ ft}$

$$= 4.6E-05 \text{ m}$$

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
	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
Iron	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

## b. Kekerasan Relatif

Berdasarkan data diatas, diperoleh kekerasan relatif :

$$\frac{\varepsilon}{ID} = \frac{0.000046}{0.2545}$$

$$= 0.0002$$

## c. Kecepatan Linear

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{lin} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$V_{lin} = \frac{0.043}{0.0508}$$

$$= 0.84 \text{ m/jam}$$

## d. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., “Chemical Properties Handbook” (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = 10^{(A + B/T + C.T + D.T^2)}$$

Dengan:

A, B, C, D = Konstanta

$\mu$  = Viskositas fase cair (cP)

T = Temperatur (K)

Tabel 3. Data Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D	$\mu_i$
H <sub>2</sub> O	-10.22	1792.5	0.0177	-1.E-05	0.82

$$\text{Maka diperoleh viskositas fluida} = 0.8177 \text{ cP}$$

$$= 2.94 \text{ kg/m.jam}$$

$$= 0.0008 \text{ kg/m.s}$$

## e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho L \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$Re = \frac{1023.01 \times 0.2545 \times 0.84}{0.0008}$$

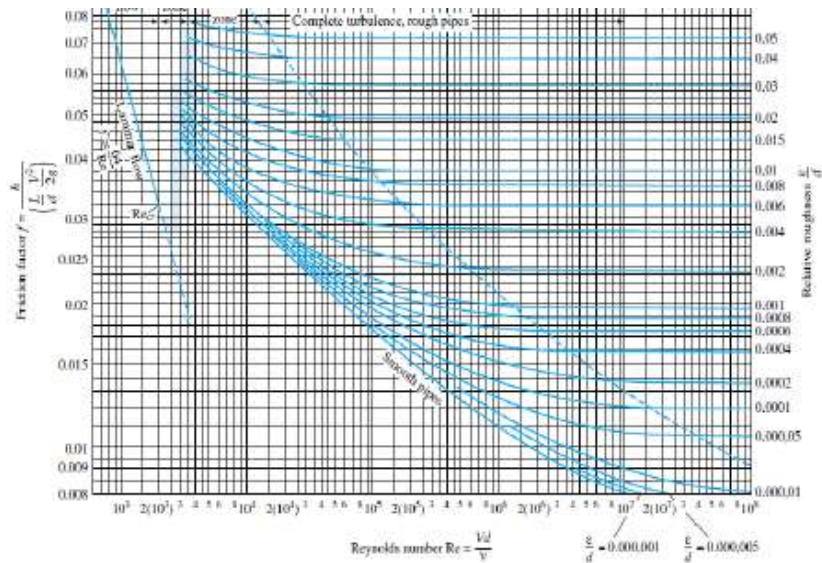
$$= 268,100.55$$

## f. Head Karena Friksi

Faktor Friksi Darcy

Diperoleh dari Fig. 6.13, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, White ,F.M., 1997 Diperoleh nilai fricti factor (f) = 0.018



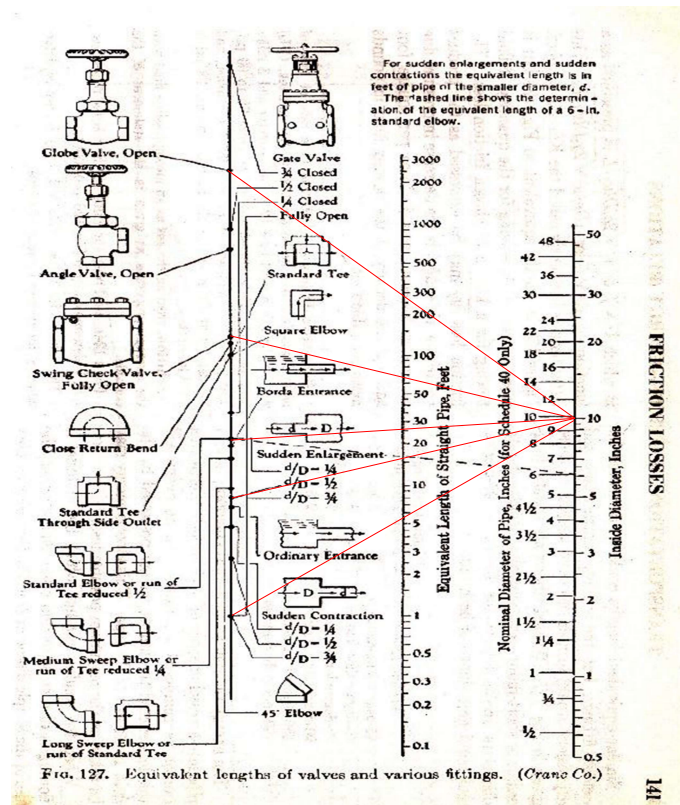


Panjang Pipa

Panjang pipa lurus = 183 m

Panjang Ekvivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :



Perihal	Le (ft)	Jumlah	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Standard elbow	25.00	12	300.00	91.44
Globe valve	250.00	1	250.00	76.20
Swing check valve	65.00	1	65.00	19.81
Sudden contraction	5.50	1	5.50	1.68
Sudden enlargement	15.50	1	15.50	4.72

<b>Total</b>	636.00	193.85
--------------	--------	--------

Diperoleh  $Le = 193.85 \text{ m}$

#### Head Karena Friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach:

$$h_f = \frac{f \times (L+Le) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{0.018 \times (183+193.85) \times 0.78^2}{2 \times 9.8 \times 0.2545} \\ &= 0.96 \text{ m} \end{aligned}$$

#### g. Rapat Berat (Weight Density)

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho \times g \\ &= 10,025.53 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

#### h. Head Pompa

Dihitung dengan Persamaan Bernoulli :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + H_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2 \cdot g}$$

Dengan :

$g$  = Percepatan gravitasi normal ( $\text{m/s}^2$ )

$h_f$  = Head karena friksi (m)

$Z_1$  = Elevasi titik 1 (m)

$Z_2$  = Elevasi titik 2 (m)

$H_{man}$  = Head pompa (m)

$P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)

$P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)

$V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

$V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

#### Head Beda Tekanan

$P_1 = 1.01 \text{ bar}$

$P_2 = 1.01 \text{ bar}$

$\Delta P = 0.00 \text{ bar}$

Maka, head beda tekanan =  $0.00 \text{ m}$

#### Head Potensial

$$\begin{aligned} Z_2 - Z_1 &= 7.60 - 1 \\ &= 6.60 \text{ m} \end{aligned}$$

#### Head Kinetik

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{0.78^2 - 0^2}{2 \times 9.8} = 0.04 \text{ m}$$

Maka, head pompa :

$$H_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + h_f$$

$$\begin{aligned} H_{man} &= 0.00 + 6.60 + 0.04 + 0.96 \\ &= 7.60 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 4. Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

H = Head blower (m)

n = Kecepatan putar (rpm)

ns = Kecepatan spesifik

QL = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

##### Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 1,500 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

n = 1,425 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$\begin{aligned} ns &= \frac{1425\sqrt{2.39}}{7.47^{0.75}} \\ &= 498.91 \end{aligned}$$

#### 5. Daya Gerak Pompa

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times H_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Efisiensi pompa

H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

QL = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/s)

W = Daya penggerak poros (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

##### Efisiensi Pompa

Dari Fig. 10. 63, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Des: Elsevier San Diego, 2008, hal. 625

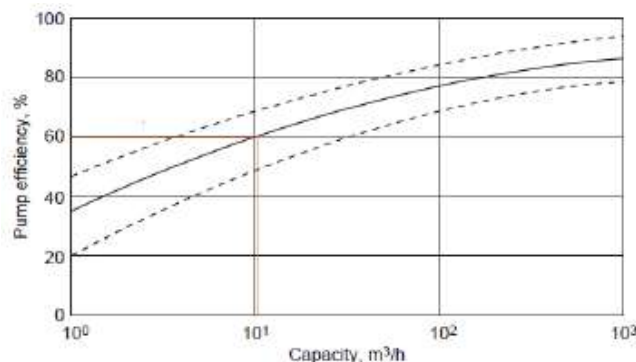


Figure 10.63. Efficiencies of centrifugal pumps.

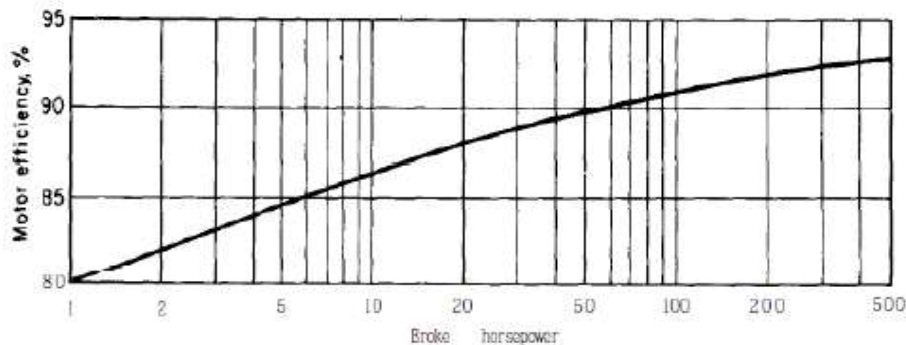
Diperoleh, efisiensi pompa (efp) = 0.82

Maka, daya gerak pompa :

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0.0428 \times 10,025.53 \times 7.60}{0.82} \\ &= 3,977.60 \text{ Watt} \\ &= 5.33 \text{ HP} \end{aligned}$$

## 6. Motor Standar

Dari Fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991), halaman 521,



Diperoleh efisiensi motor = 0.84

Maka :

$$\begin{aligned} \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{5.33}{0.84} \\ &= 6.35 \text{ HP} \end{aligned}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 7.5 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

## 7. Net Positive Suction Head ( NPSH)

a. NPSH yang tersedia

Dari pers. 2.29, "Pompa dan Kompresor", Sularso, 2000, hal. 44 :

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head isap Statis pada Daerah Hisap ( $h_s$ )

$h_s = 0$  (karena pompa dengan cairan yang dihisap sama tinggi)

Menentukan Head Friski pada Daerah Hisap ( $h_{fl}$ )

- Panjang Pipa Lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah = 2.00 m

- Panjang Ekuivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
Standard elbow	25.00	0	0.00	0.00
Globe valve	250.00	0	0.00	0.00
Swing check valve	65.00	0	0.00	0.00
Sudden contraction	5.50	1	5.50	1.68
Sudden enlargement	15.50	0	0.00	0.00
<b>Total</b>			5.50	1.68

Diperoleh  $Le = 1.68$  m

Maka, Head Karena Friski Pada Daerah Hisap :

$$\begin{aligned}
 h_{fl} &= \frac{f \times (L+L_e) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\
 &= \frac{0.018 \times (2+1.68) \times 0.78^2}{2 \times 9.8 \times 0.2545} \\
 &= 0.01 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Tekanan Uap Fluida

Persamaan dan data diperoleh dari yaws, C, L., "Chemical Properties handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\text{Log}(P^o) = A + B/T + C.\text{Log}(T) + D.T + E.T^2$$

Dimana :

$P^o$  = Tekanan uap (mmHg)

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

T = Suhu (K)

Tabel 4. Data Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29.86	-3152.2	-7.3037	2.425E-09	1.809E-06

Komponen	yi	Po	yi.Po
H <sub>2</sub> O	1.00	31.59	31.59
	1.00		31.59

$$\begin{aligned}
 \text{Diperoleh tekanan uap fluida} &= 31.59 \text{ mmHg} \\
 &= 0.0416 \text{ atm} \\
 &= 0.0421 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

$$P_1 = 1.01 \text{ bar}$$

$$P_{uap} = 0.04 \text{ bar}$$

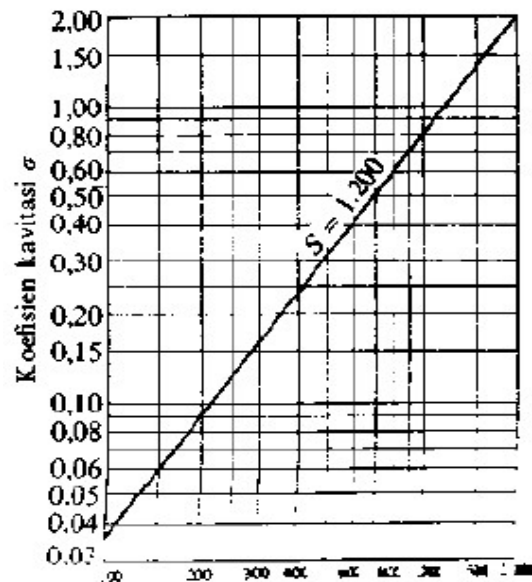
$$\Delta P = 0.97 \text{ bar} = 97118.15 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH} &= \frac{97118.15}{10,025.53} + 0 - 0.01 \\
 &= 9.68 \text{ m}
 \end{aligned}$$



## b. NPSH yang diperlukan

Dari Gambar. 2.20, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 46,



diperoleh  $\sigma = 0.28$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0.28 \times 9.68 \\ &= 2.66 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang memenuhi syarat.

**POMPA UTILITAS  
(PU-02)**

**Tugas** : Memompa air dari cooling tower dan kembali ke cooling tower dengan laju alir  
146815.01 kg/jam.

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal

**Data Fluida**

Suhu = 30 °C

$P_1$  = 1 atm

$P_2$  = 1 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 10.00 in

OD = 10.75 in

ID = 10.02 in

**Spesifikasi Pompa**

Kapasitas pompa = 154.10 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 7.60 m

Kecepatan putar = 1425 rpm

Motor standard = 7.50 HP

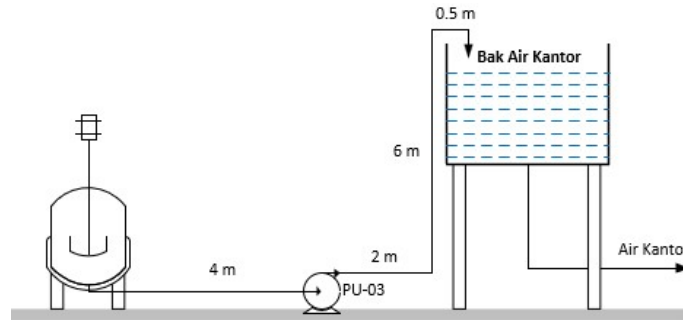
**NPSH**

NPSH yang tersedia = 9.68 m

NPSH yang diperlukan = 2.66 m

## POMPA UTILITAS (PU-03)

**Tugas** : Memompa air dari tangki klorinasi menuju bak air kantor dengan laju alir 4550.98 kg/jam  
**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal



**Gambar 1.** Sistem pompa (PU-03)

### Informasi penunjang:

**Bidang datum** = Permukaan tanah ( $Z = 0$  m)

#### Titik 1

$$P_1 = 1.00 \text{ atm} = 1.01 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

$$V_1 = 0 \text{ m/s}$$

#### Titik 2

$$P_2 = 1.00 \text{ atm} = 1.01 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 7.00 \text{ m}$$

### Data Fluida

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

$$\text{Tekanan} = 1.00 \text{ atm}$$

$$\text{Laju massa} = 4550.98 \text{ kg/jam}$$

### 1. Kapasitas Pompa

$$\text{Densitas} = 1,023.01 \text{ kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} QL &= \frac{4551.0}{1,023.01} \\ &= 4.45 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.0012 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

#### Menghitung Rapat Massa Cairan

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C, L., "Chemical Properties Handbook"(1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\rho_L = A \times B^{-\left(1 - \frac{T}{T_c}\right)^n}$$

Dimana :

$$\rho_L = \text{Densitas cairan (gr/cm}^3\text{)}$$

$$T = \text{Temperatur (K)}$$

$$T_c = \text{Temperatur kritis (K)}$$

$$A, B, n = \text{Konstanta}$$

Tabel 2. Data Densitas Cair

Komponen	A	B	n	Tc	$\rho_i$ (gr/cm <sup>3</sup> )
H <sub>2</sub> O	0.3471	0.274	0.28571	647.13	1.02

$$\begin{aligned} \text{Maka, densitas cairan } (\rho_L) \text{ adalah : } & 1.02 \text{ gr/ml} \\ & = 1023.01 \text{ kg/m}^3 \\ & = 63.86 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

## 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 0.0012 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1023.01 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$\begin{aligned} D_{opt} &= 0.363 \times 0.0012^{0.45} \times 1023.01^{0.13} \\ &= 0.04 \text{ m} \\ &= 1.73 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$\text{NPS} = 2.00 \text{ in}$$

$$\text{Sc.no} = 40$$

$$\text{OD} = 2.38 \text{ in} = 0.0605 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 2.07 \text{ in} = 0.0525 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 3.35 \text{ in}^2 = 0.0022 \text{ m}^2$$

## 3. Head Pompa

### a. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa *Steel Commercial*.

Berdasarkan Tabel. 6.1, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, Frank M. White, 1997.

Maka, diperoleh kekerasan pipa  $\epsilon = 0.00015 \text{ ft}$

$$= 4.6\text{E-}05 \text{ m}$$

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
	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
Iron	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

	rough	smooth	smooth	smooth
Rubber	Smoothed	0.000033	0.01	± 60
Wood	Stave	0.0016	0.5	± 40

b. Kekerasan Relatif

Berdasarkan data diatas, diperoleh kekerasan relatif :

$$\frac{\epsilon}{ID} = \frac{0.000046}{0.0525}$$

$$= 0.0009$$

c. Kecepatan Linear

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{lin} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$V_{lin} = \frac{0.0012}{0.0022}$$

$$= 0.57 \text{ m/jam}$$

d. Viskositas

Persamaan dan data diperoleh dari Yaws, C. L., “Chemical Properties Handbook” (1999), Mc G Hill, New York.

$$\mu = 10^{(A + B/T + C.T + D.T^2)}$$

Dengan:

A, B, C, D = Konstanta

$\mu$  = Viskositas fase cair (cP)

T = Temperatur (K)

Tabel 3. Data Viskositas Komponen

Komponen	A	B	C	D	$\mu_i$
H <sub>2</sub> O	-10.22	1792.5	0.0177	-1.E-05	0.82

$$\text{Maka diperoleh viskositas fluida} = 0.8177 \text{ cP}$$

$$= 2.94 \text{ kg/m.jam}$$

$$= 0.0008 \text{ kg/m.s}$$

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho L \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$Re = \frac{1023.01 \times 0.0525 \times 0.57}{0.0008}$$

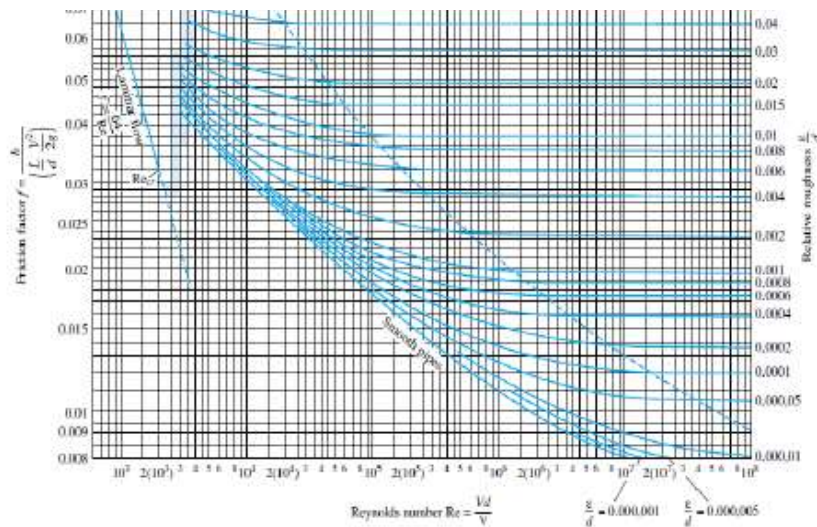
$$= 37,555.38$$

f. Head Karena Friksi

Faktor Friksi Darcy

Diperoleh dari Fig. 6.13, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, White ,F.M., 1997 Diperoleh nilai fricti factor (f) = 0.022



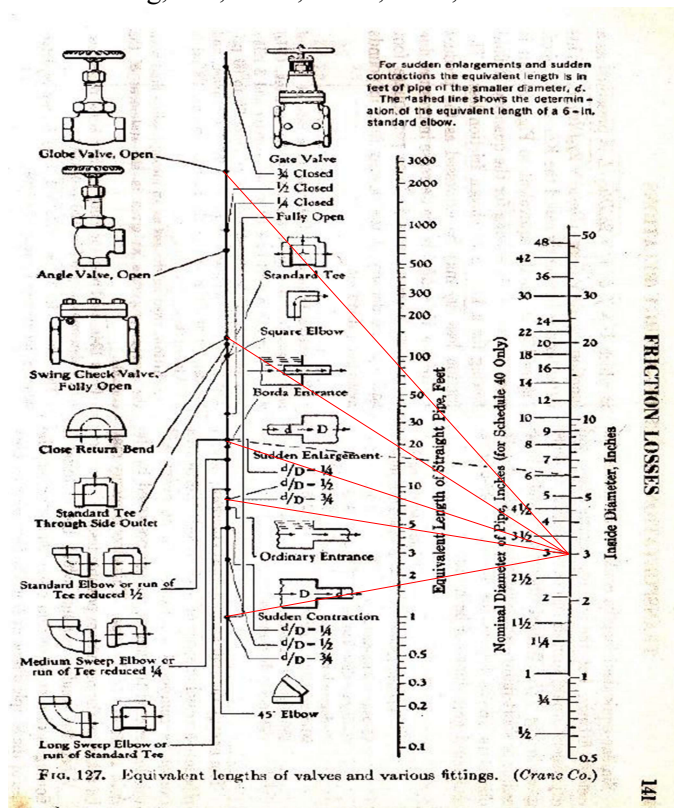


Panjang Pipa

Panjang pipa lurus = 12.5 m

Panjang Ekvivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :



Perihal	Le (ft)	Jumlah	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Standard elbow	8.00	3	24.00	7.32
Globe valve	80.00	1	80.00	24.38
Swing check valve	20.00	1	20.00	6.10
Sudden contraction	1.60	1	1.60	0.49
Sudden enlargement	5.00	1	5.00	1.52
<b>Total</b>			<b>130.60</b>	<b>39.81</b>

$$\text{Diperoleh } L_e = \overline{39.81} \text{ m}$$

### Head Karena Friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach:

$$h_f = \frac{f \times (L+L_e) \times V_{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} h_f &= \frac{0.022 \times (12.5+39.81) \times 0.57^2}{2 \times 9.8 \times 0.0525} \\ &= 0.58 \text{ m} \end{aligned}$$

### g. Rapat Berat (Weight Density)

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho g \times g \\ &= 10,025.53 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

### h. Head Pompa

Dihitung dengan Persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V_{lin1}^2}{2.g} + H_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V_{lin2}^2}{2.g}$$

Dengan :

g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)

h<sub>f</sub> = Head karena friksi (m)

Z<sub>1</sub> = Elevasi titik 1 (m)

Z<sub>2</sub> = Elevasi titik 2 (m)

H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

P<sub>1</sub> = Tekanan pada titik 1 (Pa)

P<sub>2</sub> = Tekanan pada titik 2 (Pa)

V<sub>1</sub> = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)

V<sub>2</sub> = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

### Head Beda Tekanan

$$P_1 = 1.01 \text{ bar}$$

$$P_2 = 1.01 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 0.00 \text{ bar}$$

Maka, head beda tekanan = 0.00 m

### Head Potensial

$$\begin{aligned} Z_2 - Z_1 &= 7.00 - 1 \\ &= 6.00 \text{ m} \end{aligned}$$

### Head Kinetik

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2.g} = \frac{0.57^2 - 0^2}{2 \times 9.8} = 0.03 \text{ m}$$

Maka, head pompa :

$$\begin{aligned} H_{man} &= \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2.g} + h_f \\ H_{man} &= 0.00 + 6.00 + 0.03 + 0.58 \end{aligned}$$

$$= 6.61 \text{ m}$$

#### 4. Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7 , Sularso dan Tahara Haruo, “Pompa dan Kompresor”, PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

H = Head blower (m)

n = Kecepatan putar (rpm)

ns = Kecepatan spesifik

QL = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

##### Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 3,000 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

n = 2,850 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$\begin{aligned} ns &= \frac{2850\sqrt{0.07}}{6.56^{0.75}} \\ &= 193.26 \end{aligned}$$

#### 5. Daya Gerak Pompa

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times H_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Efisiensi pompa

H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

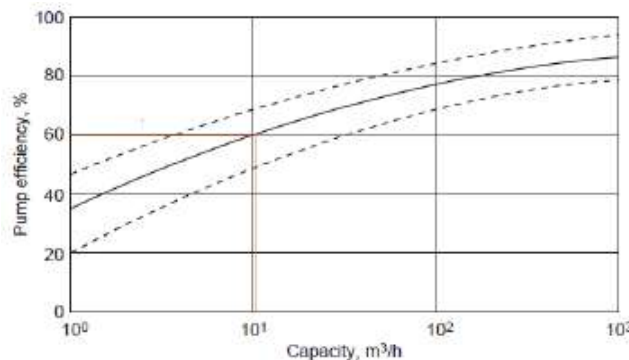
QL = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/s)

W = Daya penggerak poros (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

##### Efisiensi Pompa

Dari Fig. 10. 63, Towler and Sinnott, “Principles, Practice and Economics of Plant and Process Des. Elsevier San Diego, 2008, hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

Diperoleh, efisiensi pompa (efp) = 0.65

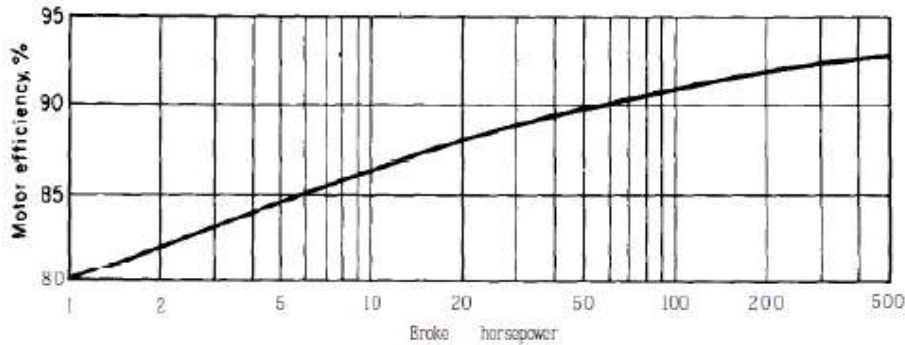


Maka, daya gerak pompa :

$$\begin{aligned}
 -W &= \frac{0.0012 \times 10,025.53 \times 6.61}{0.65} \\
 &= 126.04 \text{ Watt} \\
 &= 0.1690 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

### 6. Motor Standar

Dari Fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991), halaman 521,



Diperoleh efisiensi motor = 0.80

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Daya motor yang diperlukan} &= \frac{0.17}{0.80} \\
 &= 0.21 \text{ HP}
 \end{aligned}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 0.5 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

### 7. Net Positive Suction Head ( NPSH)

a. NPSH yang tersedia

Dari pers. 2.29, "Pompa dan Kompresor", Sularso, 2000, hal. 44 :

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{uap}}{\gamma} + h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head isap Statis pada Daerah Hisap (hs)

$$h_s = 0$$

Menentukan Head Friski pada Daerah Hisap (hfl)

- Panjang Pipa Lurus

$$\text{Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah} = 4.00 \text{ m}$$

- Panjang Ekivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :

Perihal	Le (ft)	Jumlah	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Standard elbow	8.00	1	8.00	2.44
Globe valve	80.00	0	0.00	0.00
Swing check valve	20.00	0	0.00	0.00
Sudden contraction	1.60	1	1.60	0.49
Sudden enlargement	5.00	0	0.00	0.00
<b>Total</b>			9.60	2.93

Diperoleh Le = 2.93 m

Maka, Head Karena Friski Pada Daerah Hisap :

$$h_{fl} = f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2$$

$$\begin{aligned}
 &= \frac{0.022 \times (4+2.93) \times 0.57^2}{2 \times 9.8 \times 0.0525} \\
 &= 0.04 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### Menentukan Tekanan Uap Fluida

Persamaan dan data diperoleh dari yaws, C, L., "Chemical Properties handbook" (1999), Mc Graw Hill, New York.

$$\log(P^o) = A + B/T + C \cdot \log(T) + D \cdot T + E \cdot T^2$$

Dimana :

$P^o$  = Tekanan uap (mmHg)

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

T = Suhu (K)

Tabel 4. Data Tekanan Uap Fluida

Komponen	A	B	C	D	E
H <sub>2</sub> O	29.86	-3152.2	-7.3037	2.425E-09	1.809E-06

Komponen	yi	Po	yi.Po
H <sub>2</sub> O	1.00	31.59	31.59
	1.00		31.59

$$\begin{aligned}
 \text{Diperoleh tekanan uap fluida} &= 31.59 \text{ mmHg} \\
 &= 0.0416 \text{ atm} \\
 &= 0.0421 \text{ bar}
 \end{aligned}$$

$$P_1 = 1.01 \text{ bar}$$

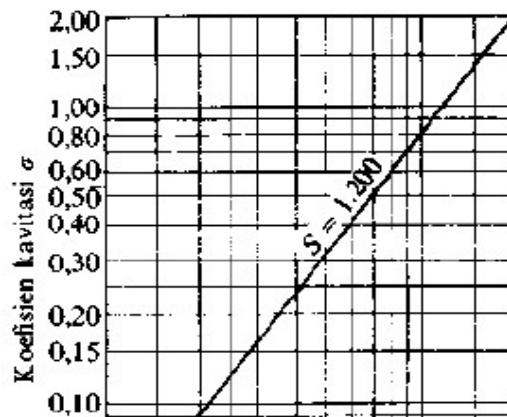
$$P_{\text{uap}} = 0.04 \text{ bar}$$

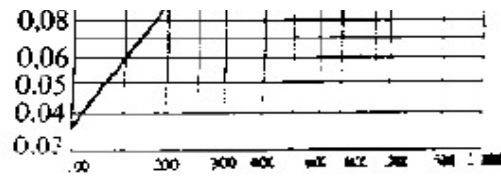
$$\Delta P = 0.97 \text{ bar} = 97118.15 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH} &= \frac{97118.15}{10,025.53} + 0 - 0.04 \\
 &= 9.65 \text{ m}
 \end{aligned}$$

#### b. NPSH yang diperlukan

Dari Gambar. 2.20, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 46,





diperoleh  $\sigma = 0.09$

Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\
 &= 0.09 \times 9.65 \\
 &= 0.87 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Maka, karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang memenuhi syarat.

**POMPA UTILITAS  
(PU-03)**

**Tugas** : Memompa air dari tangki klorinasi menuju bak air kantor dengan laju alir 4550.98 kg/  
**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal

**Data Fluida**

Suhu = 30 °C  
 $P_1$  = 1 atm  
 $P_2$  = 1 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 3.00 in  
OD = 3.50 in  
ID = 3.07 in

**Spesifikasi Pompa**

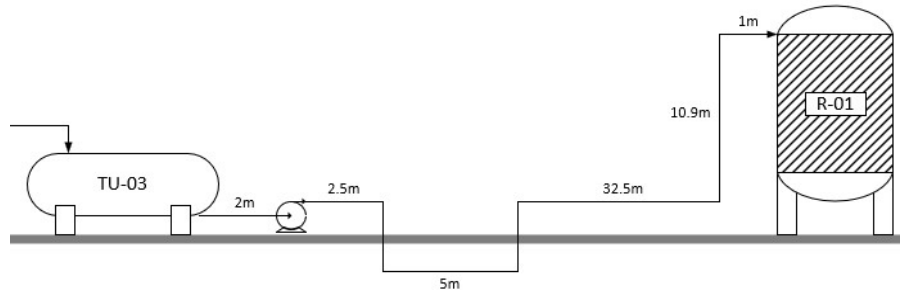
Kapasitas pompa = 13.79 m<sup>3</sup>/jam  
Head pompa = 7.13 m  
Kecepatan putar = 2850 rpm  
Motor standard = 1.00 HP

**NPSH**

NPSH yang tersedia = 10.65 m  
NPSH yang diperlukan = 1.60 m

## POMPA UTILITAS (PU-04)

**Tugas** : Memompa dowtherm dari keluaran tangki dowtherm (TU-03) menuju ke reaktor dengan laju alir 125496 kg/jam.  
**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal



**Gambar 1.** Sistem pompa (PU-03)

### Informasi penunjang:

**Bidang datum** = Permukaan tanah ( $Z = 0$  m)

#### Titik 1

$$P_1 = 1.00 \text{ atm} = 1.01 \text{ bar}$$

$$Z_1 = 1 \text{ m}$$

$$V_1 = 0 \text{ m/s}$$

#### Titik 2

$$P_2 = 1.50 \text{ atm} = 1.52 \text{ bar}$$

$$Z_2 = 11.9 \text{ m}$$

### Data Fluida

$$\text{Suhu} = 150 \text{ }^\circ\text{C} = 423 \text{ K}$$

$$\text{Tekanan} = 1.00 \text{ atm}$$

$$\text{Laju massa} = 125496.00 \text{ kg/jam}$$

### 1. Kapasitas Pompa

$$\text{Densitas pada } T:150 \text{ }^\circ\text{C} = 952.20 \text{ kg/m}^3 \quad (\text{Dow Chemical Company, 1997})$$

$$\begin{aligned} QL &= \frac{125496.00}{952.20} \\ &= 131.80 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0.037 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

### 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 0.037 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 952.20 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$\begin{aligned} \text{Dopt} &= 0.363 \times 0.037^{0.45} \times 952.2^{0.13} \\ &= 0.20 \text{ m} \\ &= 7.87 \text{ in} \end{aligned}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$\text{NPS} = 8.00 \text{ in}$$

$$\text{Sc.no} = 40$$

$$\text{OD} = 8.63 \text{ in} = 0.2191 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 7.98 \text{ in} = 0.2027 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 50.00 \text{ in}^2 = 0.0323 \text{ m}^2$$

### 3. Head Pompa

#### a. Bahan Konstruksi

Dipilih bahan konstruksi berupa *Steel Commercial*.

Berdasarkan Tabel. 6.1, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, Frank M. White, 1997.

$$\begin{aligned} \text{Maka, diperoleh kekerasan pipa } \varepsilon &= 0.00015 \text{ ft} \\ &= 4.6\text{E-}05 \text{ m} \end{aligned}$$

Material	Condition	ε		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
	Riveted	0.01	3.0	± 70
	Rusted	0.007	2.0	± 50
Iron	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

#### b. Kekerasan Relatif

Berdasarkan data diatas, diperoleh kekerasan relatif :

$$\begin{aligned} \frac{\varepsilon}{\text{ID}} &= \frac{0.000046}{0.2027} \\ &= 0.0002 \end{aligned}$$

#### c. Kecepatan Linear

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut:

$$V_{\text{lin}} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} V_{\text{lin}} &= \frac{0.037}{0.0323} \\ &= 1.13 \text{ m/jam} \end{aligned}$$

d. Viskositas

$$\begin{aligned} \text{Viskositas fluida pada } T:150\text{ }^\circ\text{C} &= 0.5840 \text{ cP} && (\text{Dow Chemical Company, 1997}) \\ &= 2.10 \text{ kg/m.jam} \\ &= 0.0006 \text{ kg/m.s} \end{aligned}$$

e. Bilangan Reynold

$$Re = \frac{\rho L \times ID \times V_{lin}}{\mu}$$

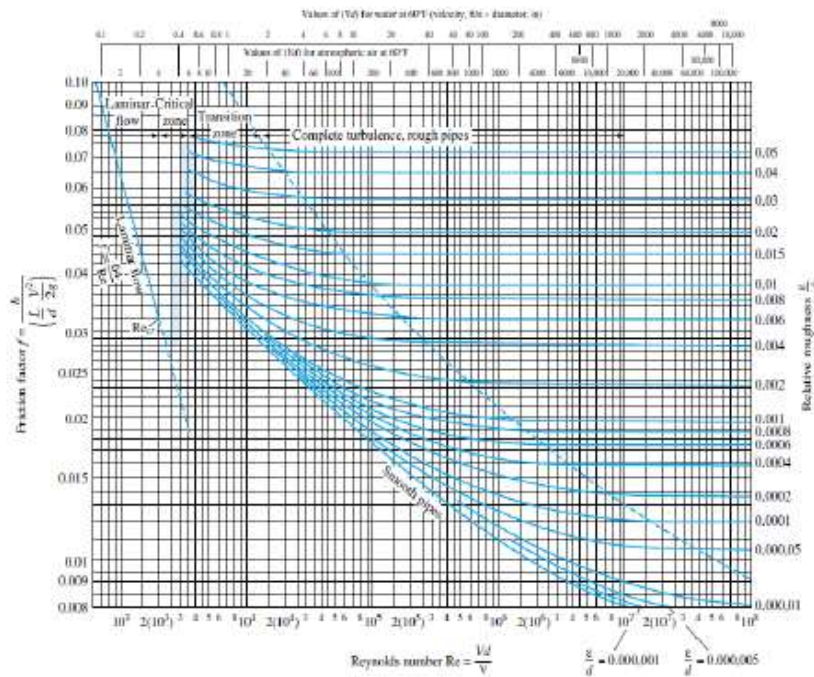
Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} Re &= \frac{952.20 \times 0.2027 \times 1.13}{0.0006} \\ &= 375,118.19 \end{aligned}$$

f. Head Karena Friksi

Faktor Friksi Darcy

Diperoleh dari Fig. 6.13, hal. 349, Fluid Mechanics 4th, White ,F.M., 1997 Diperoleh nilai fricti factor (f) = 0.018

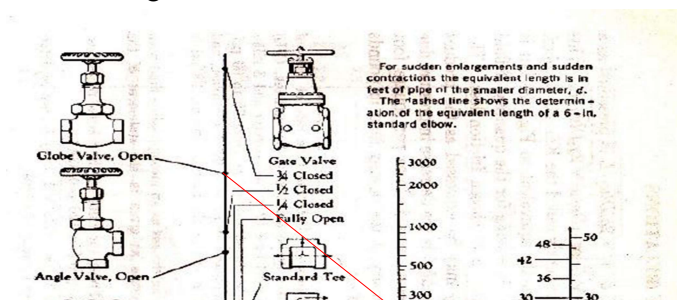


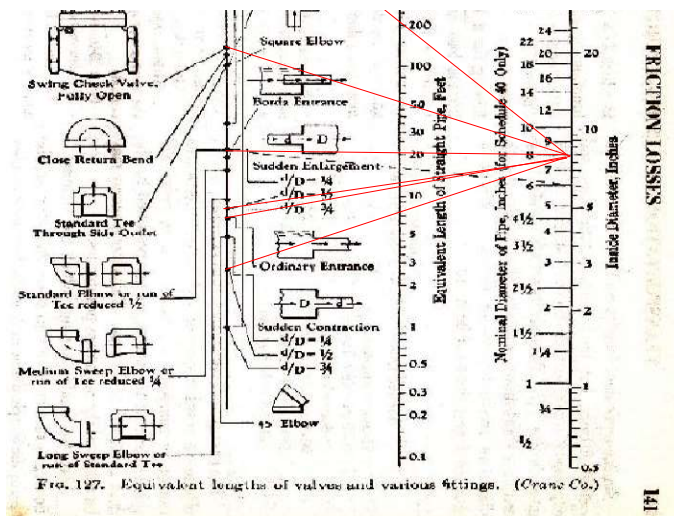
Panjang Pipa

Panjang pipa lurus = 49.9 m

Panjang Ekuivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :





Perihal	Le (ft)	Jumlah	ΣLe (ft)	ΣLe (m)
Standard elbow	20.00	7	140.00	42.67
Globe valve	200.00	1	200.00	60.96
Swing check valve	54.00	1	54.00	16.46
Sudden contraction	7.50	1	7.50	2.29
Sudden enlargement	20.00	1	20.00	6.10
<b>Total</b>			421.50	128.47

Diperoleh Le = 128.47 m

Head Karena Friksi

Dihitung dengan persamaan Darcy Weisbach:

$$h_f = \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$h_f = \frac{0.018 \times (38+128.47) \times 1.13^2}{2 \times 9.8 \times 0.2027}$$

$$= 1.01 \text{ m}$$

g. Rapat Berat (Weight Density)

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\gamma = \rho g \times g$$

$$= 9,331.56 \text{ N/m}^3$$

h. Head Pompa

Dihitung dengan Persamaan Bernouilly :

$$\frac{P_1}{\gamma} + Z_1 + \frac{V \text{lin}1^2}{2.g} + H_{man} - h_f = \frac{P_2}{\gamma} + Z_2 + \frac{V \text{lin}2^2}{2.g}$$

Dengan :

- g = Percepatan gravitasi normal (m/s<sup>2</sup>)
- hf = Head karena friksi (m)
- Z<sub>1</sub> = Elevasi titik 1 (m)
- Z<sub>2</sub> = Elevasi titik 2 (m)
- H<sub>man</sub> = Head pompa (m)



- $P_1$  = Tekanan pada titik 1 (Pa)  
 $P_2$  = Tekanan pada titik 2 (Pa)  
 $V_1$  = Kecepatan linear pada titik 1 (m/s)  
 $V_2$  = Kecepatan linear pada titik 2 (m/s)

#### Head Beda Tekanan

$$P_1 = 1.01 \text{ bar}$$

$$P_2 = 1.52 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 0.51 \text{ bar} = 50665.00 \text{ N/m}^3$$

$$\text{Maka, head beda tekanan} = \frac{50665.00}{9,331.56} = 5.43 \text{ m}$$

$$\text{Maka, head beda tekanan} = 0.51 \text{ m}$$

#### Head Potensial

$$Z_2 - Z_1 = 11.90 - 1$$

$$= 10.90 \text{ m}$$

#### Head Kinetik

$$\frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} = \frac{1.13^2 - 0^2}{2 \times 9.8} = 0.07 \text{ m}$$

Maka, head pompa :

$$H_{man} = \frac{P_2 - P_1}{\gamma} + Z_2 - Z_1 + \frac{V_{lin2}^2 - V_{lin1}^2}{2 \cdot g} + hf$$

$$H_{man} = 5.43 + 10.90 + 0.07 + 1.01$$

$$= 17.41 \text{ m}$$

#### **4. Kecepatan Spesifik**

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

H = Head blower (m)

n = Kecepatan putar (rpm)

ns = Kecepatan spesifik

QL = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

#### Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 3,000 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

n = 2,850 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$ns = \frac{2850\sqrt{2.2}}{18.03^{0.75}}$$

$$= 495.65$$

## 5. Daya Gerak Pompa

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$-W = \frac{QL \times \gamma \times H_{man}}{efp}$$

Dimana:

efp = Effisiensi pompa

H<sub>man</sub> = Head pompa (m)

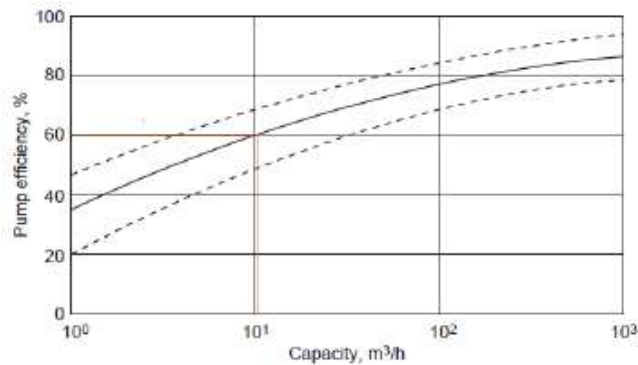
QL = Kapasitas pompa (m<sup>3</sup>/s)

W = Daya penggerak poros (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

### Efisiensi Pompa

Dari Fig. 10. 63, Towler and Sinnott, "Principles, Practice and Economics of Plant and Process Des: Elsevier San Diego, 2008, hal. 625



**Figure 10.63.** Efficiencies of centrifugal pumps.

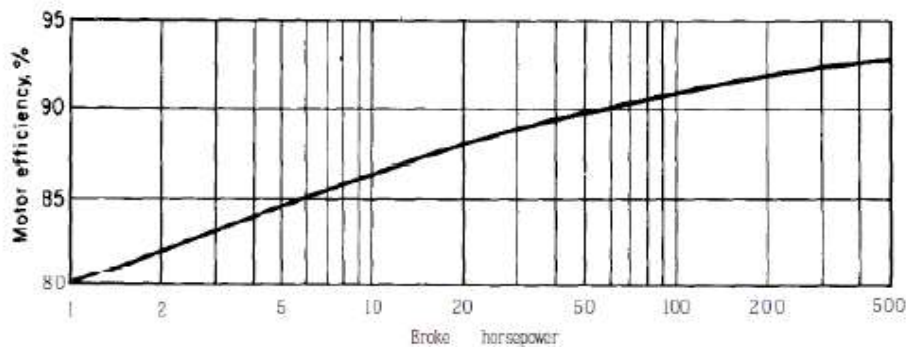
Diperoleh, efisiensi pompa (efp) = 0.7

Maka, daya gerak pompa :

$$\begin{aligned} -W &= \frac{0.0366 \times 9,331.56 \times 17.41}{0.7} \\ &= 8,495.34 \text{ Watt} \\ &= 11.39 \text{ HP} \end{aligned}$$

## 6. Motor Standar

Dari Fig 14.38 Peters, M.S., K.D., timmerhaus edIV (1991), halaman 521,



Diperoleh efisiensi motor = 0.87

Maka :

$$\text{Daya motor yang diperlukan} = \frac{11.39}{0.87}$$

$$= 13.09 \text{ HP}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 15 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

## 7. Net Positive Suction Head (NPSH)

a. NPSH yang tersedia

Dari pers. 2.29, "Pompa dan Kompresor", Sularso, 2000, hal. 44 :

$$\text{NPSH} = \frac{P_1 - P_{\text{uap}}}{\gamma} + h_s - h_{fl}$$

Menentukan Head isap Statis pada Daerah Hisap ( $h_s$ )

$h_s = 0$  (karena pompa dengan cairan yang dihisap sama tinggi)

Menentukan Head Friski pada Daerah Hisap ( $h_{fl}$ )

- Panjang Pipa Lurus

Panjang pipa lurus pada daerah hisap adalah = 2.00 m

- Panjang Ekuivalen

Dari Ludwig, E.E, ed III, Vol 1, 2001, hal. 87 :

Perihal	Le (ft)	Jumlah	$\Sigma Le$ (ft)	$\Sigma Le$ (m)
Standard elbow	20.00	0	0.00	0.00
Globe valve	200.00	0	0.00	0.00
Swing check valve	54.00	0	0.00	0.00
Sudden contraction	7.50	1	7.50	2.29
Sudden enlargement	20.00	0	0.00	0.00
<b>Total</b>			7.50	2.29

Diperoleh  $Le = 2.29$  m

Maka, Head Karena Friski Pada Daerah Hisap :

$$\begin{aligned} h_{fl} &= \frac{f \times (L+Le) \times V \text{lin}^2}{2 \times g \times ID} \\ &= \frac{0.018 \times (2+2.29) \times 1.13^2}{2 \times 9.8 \times 0.2027} \\ &= 0.02 \text{ m} \end{aligned}$$

Menentukan Tekanan Uap Fluida

Diperoleh tekanan uap fluida  $T:150^\circ\text{C} = 0.050$  bar

$$P_1 = 1.01 \text{ bar}$$

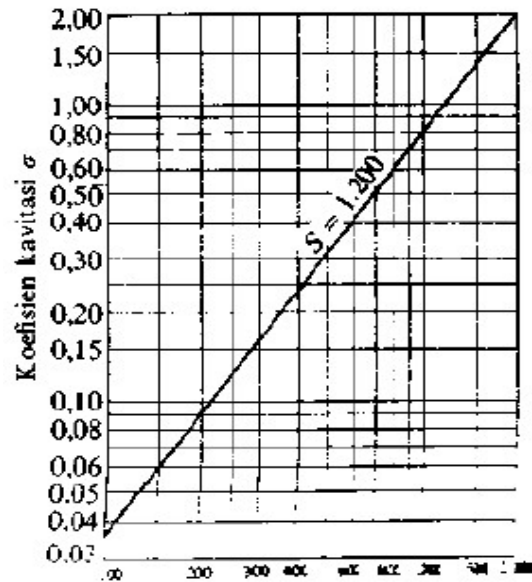
$$P_{\text{uap}} = 0.05 \text{ bar}$$

$$\Delta P = 0.96 \text{ bar} = 96330.00 \text{ N/m}^2$$

$$\begin{aligned} \text{NPSH} &= \frac{96330.00}{9,331.56} + 0 - 0.02 \\ &= 10.30 \text{ m} \end{aligned}$$

## b. NPSH yang diperlukan

Dari Gambar. 2.20, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 46,



diperoleh  $\sigma = 0.29$

Maka :

$$\begin{aligned} \text{NPSH yang diperlukan} &= \sigma \times \text{NPSH yang tersedia} \\ &= 0.29 \times 10.30 \\ &= 2.99 \text{ m} \end{aligned}$$

Maka, karena NPSH yang tersedia > NPSH yang diperlukan, pompa yang dirancang memenuhi syarat.

**POMPA UTILITAS  
(PU-04)**

**Tugas** : Memompa dowtherm dari keluaran tangki dowtherm (TU-03) menuju ke reaktor dengan laju alir 125496 kg/jam.

**Jenis alat** : Pompa Sentrifugal

**Data Fluida**

Suhu = 150 °C

$P_1$  = 1 atm

$P_2$  = 1.5 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 8.00 in

OD = 8.63 in

ID = 7.98 in

**Spesifikasi Pompa**

Kapasitas pompa = 131.80 m<sup>3</sup>/jam

Head pompa = 17.41 m

Kecepatan putar = 2850 rpm

Motor standard = 15.00 HP

**NPSH**

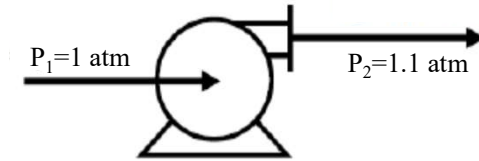
NPSH yang tersedia = 10.30 m

NPSH yang diperlukan = 2.99 m

## BLOWER UTILITAS (BLU-01)

**Tugas** : Mengalirkan udara ke dalam *furnace*

**Jenis alat** : Blower Radial



**Gambar 1.** Sistem Blower Utilitas (BLU-01)

### Data Fluida

Suhu = 30.00 °C = 303.00 K

Tekanan = 1.00 atm

### 1. Kapasitas Blower

Laju udara masuk

Fudara = 2176.00 kg/jam

Menghitung Densitas Gas

Didekati dengan persamaan gas ideal :

$$\rho_g = \frac{B_{mavg} \times P}{R \times T}$$

Dimana :

$\rho_g$  = Rapat massa fase uap (gr/L)

$B_{Mavg}$  = Berat molekul campuran uap (gr/mol)

$P$  = Tekanan total (atm)

$R$  = Konstanta gas ideal (0,0821 atm.L/mol.K)

$T$  = Suhu operasi (K)

Maka, rapat massa udara masuk :

$$\begin{aligned} \rho_g &= \frac{28.8 \times 1.00}{0.082 \times 303.00} \\ &= 1.16 \text{ gr/l} \\ &= 1.16 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Maka, Volume fluida yang diblower (QL) :

$$\begin{aligned} QL &= \frac{\text{Massa}}{\text{Densitas}} \\ QL &= \frac{2,176.00}{1.16} \\ &= 1,874.65 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 31.24 \text{ m}^3/\text{menit} \\ &= 0.52 \text{ m}^3/\text{s} \end{aligned}$$

### 2. Ukuran Pipa

Untuk menghitung diameter optimum pipa, digunakan persamaan :

$$D_{opt} = 0.363 Q_i^{0.45} \rho^{0.13}$$

(Peters, M.S., K.D., Timmerhaus dan R.E., West (2003), halaman 501)

Dimana :

$$Q_i = 0.52 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho = 1.16 \text{ kg/m}^3$$

Maka, diameter optimum pipa :

$$D_{opt} = 0.363 \times 0.51^{0.45} \times 1.16^{0.13}$$

$$= 0.2759 \text{ m}$$

$$= 10.86 \text{ in}$$

Diambil ukuran pipa dengan spesifikasi sebagai berikut : (Tabel. 11, Kern, 1965)

$$\text{NPS} = 12.00 \text{ in}$$

$$\text{Sc.no} = 30$$

$$\text{OD} = 12.75 \text{ in} = 0.3239 \text{ m}$$

$$\text{ID} = 12.09 \text{ in} = 0.3071 \text{ m}$$

$$\text{Luas permukaan dalam pipa} = 115.00 \text{ in}^2 = 0.0742 \text{ m}^2$$

### 3. Head Blower

#### a. Kecepatan Linier

Untuk menghitung kecepatan linier, digunakan rumus sebagai berikut :

$$V_{lin} = \frac{QL}{\text{Luas permukaan dalam pipa}}$$

Data-data yang ada dimasukkan ke rumus diatas sehingga didapatkan :

$$\begin{aligned} V_{lin} &= \frac{0.52}{0.0742} \\ &= 7.02 \text{ m/s} \end{aligned}$$

#### b. Rapat berat

Berdasarkan data yang ada, diperoleh rapat berat :

$$\begin{aligned} \gamma &= \rho g \times g \\ &= 11.38 \text{ N/m}^3 \end{aligned}$$

#### c. Head Blower

$$P_1 = 1.00 \text{ atm}$$

$$P_2 = 1.10 \text{ atm}$$

$$\Delta P = 0.10 \text{ atm} = 0.1 \text{ bar}$$

$$= 0.1 \text{ bar} \times \frac{100000 \text{ N/m}^2}{1 \text{ bar}}$$

$$= 10100 \text{ N/m}^2$$

Dihitung dengan Persamaan :

$$H = \frac{\Delta P}{\gamma}$$

Dengan :

$$H = \text{Head Blower (m)}$$

$$\Delta P = \text{Beda tekanan (N/m}^2\text{)}$$

Maka :

$$\begin{aligned} H &= \frac{10100}{11.38} \\ &= 887.88 \text{ m} \end{aligned}$$

#### 4. Kecepatan Spesifik

Kecepatan spesifik dihitung dari pers. 1.7, Sularso dan Tahara Haruo, "Pompa dan Kompresor", PT. Pradnya Parmita, Jakarta, 2000, hal. 5 :

$$ns = \frac{n\sqrt{QL}}{H^{0.75}}$$

Dengan :

H = Head blower (m)

n = Kecepatan putar (rpm)

ns = Kecepatan spesifik

QL = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/menit)

##### Kecepatan Putar

Dipilih berdasarkan tabel 14.2 Ludwig, E.E, 3th, Vol 3, halaman 624.

Kecepatan putar = 1500 rpm

Faktor slip = 0.05 (asumsi)

n = 1425 rpm

Maka, kecepatan spesifik :

$$\begin{aligned} ns &= \frac{1425\sqrt{31.24}}{887.88^{0.75}} \\ &= 48.97 \end{aligned}$$

##### Bilangan Putar ( $\sigma_c$ )

$$\sigma_c = \frac{ns}{157.8}$$

Maka :

$$\begin{aligned} \sigma_c &= \frac{48.97}{157.8} \\ &= 0.3103 \end{aligned}$$

Sehingga jenis blower yang digunakan adalah bentuk roda radial.

#### 5. Daya Gas (Wgas)

Dihitung dengan persamaan sebagai berikut :

$$W_{gas} = -Q_g \times \gamma \times H$$

Dimana :

H = Head blower (m)

Q<sub>g</sub> = Kapasitas blower (m<sup>3</sup>/s)

W<sub>gas</sub> = Daya gas (Watt)

γ = Rapat berat (N/m<sup>3</sup>)

Maka :

$$\begin{aligned} W_{gas} &= -0.52 \times 11.38 \times 887.88 \\ &= -5,259.42 \text{ Watt} \\ &= -7.05 \text{ HP} \end{aligned}$$

(tanda minus (-) menandakan aliran membutuhkan kerja dari luar)

##### Efisiensi Blower

Dari Tabel. 2, Jurnal Teknologi Pengelolaan Limbah (Journal of Waste Management Technology), ISSN 1410-9565 Volume 15 Nomor 1, 2012, hal. 45 didapatkan efisiensi blower jenis radial ( $\eta$ ) = (

Maka, daya gerak blower :

$$W_{blower} = \frac{W_{gas}}{\eta}$$



$$= \frac{-7.05}{0.72}$$
$$= -9.80 \text{ HP}$$

Dipilih, daya motor standar dengan daya = 10 HP (Ludwig, E.E., Vol III, halaman 628)

**BLOWER UTILITAS  
(BLU-01)**

**Tugas** : Mengalirkan udara ke dalam *furnace*

**Jenis alat** : Blower Radial

**Data Fluida**

Suhu = 30.00 °C

$P_1$  = 1.00 atm

$P_2$  = 1.10 atm

**Pemilihan Pipa**

IPS = 12.00 in

OD = 12.75 in

ID = 12.09 in

**Spesifikasi Blower**

Kapasitas blower = 1,874.65 m<sup>3</sup>/jam

Head blower = 887.88 m

Kecepatan putar = 1,425 rpm

Motor standard = 10 HP

**GENERATOR  
(GU-01)**

**Tugas** : Membangkitkan listrik untuk segala keperluan pabrik.  
**Jenis alat** : Generator dengan bahan bakar minyak.

Daya generator = 475 kW  
 = 1710000 kJ/jam

Data bahan bakar

Bahan bakar yang digunakan = *Fuel oil*  
 Nilai bakar = 31049.3 kJ/l  
 Effisiensi pembakaran = 90%

Kebutuhan bahan bakar

Asumsi listrik mati 12 Jam/Bulan, maka :

Kebutuhan daya = 1710000 kJ/jam x 12 jam/bulan  
 = 20520000 kJ/bulan  
 Kebutuhan bahan bakar =  $\frac{16200000 \text{ kJ/bulan}}{31049.3 \text{ kJ/l} \times 90\%}$   
 = 734.32 l/bulan  
 = 0.73 m<sup>3</sup>/bulan

## EVALUASI EKONOMI

Evaluasi ekonomi dalam Prarancangan Pabrik Kimia Vinil Asetat Monomer dari Asetilen dan Asam asetat ditinjau dengan evaluasi kelayakan pendirian Pabrik Vinil Asetat Monomer dan dari aspek kelayakan potensial ekonomi. Evaluasi kelayakan ekonomi dari pabrik Vinil Asetat Monomer dilakukan dengan tahapan sebagai berikut:

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

### 1. Penentuan Total Harga Alat (*Purchasing Equipment Cost*)

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

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

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 :

$$E_b = E_a \left( \frac{C_b}{C_a} \right)^{0,6}$$

(Aries & Newton, 1955)

Dalam penentuan harga alat-alat utilitas pabrik Vinil Asetat dari Asetilen dan Asam asetat dilakukan berdasarkan beberapa asumsi-asumsi dasar sebagai berikut :

- a. Kurs dollar pada tanggal 27 Juni 2022, US \$ 1 = Rp. 14.800
- b. Penentuan harga alat bersumber dari “Proses Equipment Cost Estimantion Final Report” Lyons & Charles 1998 dan buku Aries & Newton 1955.

Untuk perhitungan alat tersebut diperlukan nilai CEPCI (Chemical Engineering Plant Cost Index) untuk membandingkan harga alat yang didapat dari literature pada waktu tertentu untuk harga alat saat ini.

Nilai CEPCI untuk perhitungan harga alat :

- CEP index tahun 1955 = 184
- CEP index tahun 1998 = 389,5
- CEP index tahun 2021 = 750

a) ***Purchasing Equipment Cost (PEC) Alat Proses***

Semua alat proses dibeli dari luar negeri. Semua biaya pembelian alatalat proses dapat dilihat pada tabel berikut :

**Tabel 1.** Biaya Pembelian Alat-Alat Proses

Nama alat	Harga (\$)		Harga tahun 2021	Jumlah unit	Total
	Tahun 1998	Tahun 1955			
T-01	200.000	-	192,555	1	192,554.56
T-02	350.000	-	481,386	1	481,386.39
R-01	750.000	-	1,444,159	1	1,444,159.18
CDP-01	20.000	-	38,511	1	38,510.91
MD-01	550.000	-	1,059,050	1	1,059,050.06
EV-01	-	17.000	69,293	1	69,293.48
RB-01	25.000	-	48,139	1	48,138.64
CD-01	15.000	-	28,883	1	28,883.18
CD-02	10.500	-	20,218	1	20,218.23
ACC-01	8.000	-	15,404	1	15,404.36

## Lampiran Ekonomi

HE-01	50.000	-	96,277	1	96,277.28
HE-02	23.000	-	44,288	1	44,287.55
HE-03	-	1.500	6,114	1	6,114.13
HE-04	30.000	-	57,766	1	57,766.37
CL-01	-	550	2,242	1	2,241.85
CL-02	-	12.250	49,932	1	49,932.07
VP-01	40.000	-	77,022	1	77,021.82
SP-01	9.000	-	17,330	1	17,329.91
SP-02	10.250	-	19,737	1	19,736.84
P-01	5.500	-	10,591	2	21,181.00
P-02	4.000	-	7,702	2	15,404.36
P-03	4.000	-	7,702	2	15,404.36
P-04	4.000	-	7,702	2	15,404.36
P-05	4.000	-	7,702	2	15,404.36
P-06	4.000	-	7,702	2	15,404.36
P-07	4.000	-	7,702	2	15,404.36
P-08	5.500	-	10,591	2	21,181.00
BL-01	15.000	-	28,883	2	57,766.37
BL-01	10.000	-	19,255	2	38,510.91
<b>Total</b>					<b>3,960,861.37</b>

**b) Purchasing Equipment Cost (PEC ) Alat Utilitas**

Harga masing-masing alat utilitas dapat dilihat pada tabel lampiran biaya utilitas berikut :

**Tabel 2.** Biaya Pembelian Alat-Alat Utilitas

Nama alat	Harga (\$)		Harga tahun 2021	Jumlah unit	Total (\$)	Total (Rp)
	Tahun 1998	Tahun 1955				
PU-01	4.000	-	7,702	2	15,404.36	-
PU-02	6.000	-	11,553	2	23,106.55	-
PU-03	4.000	-	7,702	2	15,404.36	-
PU-04	5.550	-	10,687	2	21,373.56	-

CT-01	12.00	-	23,107	1	23,106.55	-
CLU-01	-	550	2,242	1	2,241.85	-
FU-01	175.000	-	336,970	1	36,970.47	-
KU-01	-	4.500	18,342	2	36,684.78	-
KU-02	-	15.000	61,141	2	122,282.61	-
TS-01	8.500	-	16,367	2	32,734.27	-
TU-01	60.000	-	115,533	1	115,532.73	-
TU-02	25.000	-	48,139	1	48,138.64	-
TU-03	6.000	-	11,553	1	11,553.27	-
TU-04	15.000	-	28,883	1	28,883.18	-
GU-01	-	101.000	448,370	1	448,369.57	-
BLU-01	-	2.250	9,171	1	18,342.39	-
BU-01	-	-	-	1	-	2,854,500,000
BU-02	-	-	-	1	-	960,900,000
<b>Total</b>					<b>1,301,963.39</b>	<b>3,815,400,000</b>

Total PEC Utilitas = \$ 1,559,761  
= Rp. 23,084,458,227

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

Modal Tetap Industri (Fixed Capital Investment) merupakan penanaman modal yang berkaitan dengan pengeluaran berupa uang yang diperlukan untuk pembangunan fasilitas produksi dan operasi utama dalam pabrik (Aries & Newton, 1955). Selain itu modal tetap lokal dapat didefinisikan sebagai total biaya instalasi pengolahan, bangunan, layanan tambahan, dan teknik yang terlibat dalam penciptaan pabrik baru. Modal tetap industri terdiri dari :

- **Direct Plant Cost** : *Purchased Equipment Cost*
- Purchased Equipment Installation*
- Instrumentation and Controls*
- Insulation*
- Piping*
- Electrical Equipment and Materials*

*Buildings (Including Service)*

*Land & Yard*

– **Indirect Plant Cost : Engineering and Construction**

*Construction expenses*

*Contractor's fee*

*Contingency*

(Aries & Newton, 1955)

Dalam menentukan *Physical Plant Cost* dilakukan asumsi sebagai berikut:

- Biaya inflasi sudah dimasukkan kedalam biaya Purchasing Equipment Cost PEC sampai tempat.
- Dalam biaya instalasi (*Purchased Equipment Installation*), instrumentasi dan kontrol (*Instrumentation and Controls*), *Piping, Electrical Equipment and Materials, Insulation* diambil buruh lokal sebesar 95% dan buruh asing 5 %.
- Upah buruh :
  - Buruh asing = \$5 /manhour
  - Buruh lokal = Rp21.000 /manhour
  - Perbandingan manhour asing = 2 manhour local

**DIRECT PLANT COST**

**a. Direct Plant Cost Alat Proses**

1) Harga Alat Sampai Ditempat (*Purchased Equipment Cost*)

Menurut Aries Newton 1955, besarnya biaya peralatan proses sampai di tempat adalah 125% PEC. Maka :

$$\begin{aligned} \text{Harga Alat sampai ditempat} &= 125\% \times \text{PEC} \\ &= 125\% \times \$ 3,960,861.37 \\ &= \$ 4,951,076.71 \end{aligned}$$

2) *Purchasing Equipment Installation (PEI)*

Menurut Tabel 16, hal. 77, Aries Newton, biaya material yang meliputi *foundations, platforms, dan supports* sebesar 11 % PEC dan buruh sebesar 32 % PEC. Maka :

$$\text{Material (11\% PEC)} = 11 \% \times \$ 4,951,076.71$$



$$= \$ 435,695$$

$$\text{Buruh (32 \% PEC)} = 32 \% \times \$ 4,951,076.71$$

$$= \$ 1,267,476$$

$$\text{Jumlah manhour} = \$ 1,267,476 / (\$ 5/\text{manhour})$$

$$= 253,495 \text{ manhour}$$

$$\text{Buruh asing} = 5\% \times 253,495 \text{ manhour} \times (\$ 5/\text{manhour})$$

$$= \$ 63,374$$

$$\text{Buruh lokal} = 95\% \times 253,495 \text{ manhour} \times \text{Rp.}21.000/\text{manhour} \times 2$$

$$= \text{Rp. } 10,114,455,589$$

Maka :

**Tabel 3.** *Purchasing Equipment Installation (PEI)*

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	435,695	-
Buruh Asing	63,374	-
Buruh Lokal	-	10,114,455,589
<b>Jumlah</b>	<b>499,069</b>	<b>10,114,455,589</b>

### 3) *Instrumentation and Controls*

Menurut Tabel 19, hal. 97 Aries Newton, biaya material yang meliputi foundations, platforms, dan supports sebesar 12 % PEC dan buruh sebesar 3 % PEC.

$$\text{Material (12 \% PEC)} = 12 \% \times \$ 4,951,076.71$$

$$= \$ 475,303$$

$$\text{Buruh (3 \% PEC)} = 3 \% \times \$ 4,951,076.71$$

$$= \$ 118,826$$

$$\text{Jumlah manhour} = \$ 118,826 / (\$ 5/\text{manhour})$$

$$= 23,765 \text{ manhour}$$

$$\text{Buruh asing} = 5\% \times 23,765 \text{ manhour} \times (\$ 5/\text{manhour})$$

$$= \$ 5,941$$

$$\text{Buruh lokal} = 95\% \times 23,765 \text{ manhour} \times \text{Rp.}21.000/\text{manhour} \times 2$$

$$= \text{Rp. } 948,230,211$$

Maka :

**Tabel 4. Instrumentation and Control**

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	475,303	-
Buruh Asing	5,941	-
Buruh Lokal	-	948,230,211
<b>Jumlah</b>	<b>481,245</b>	<b>948,230,211</b>

4) *Piping* (Pemipaan)

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

(Peter & Timmerhaus, 1991)

Menurut Tabel 19, hal. 97 Aries Newton, biaya material yang meliputi foundations, platforms, dan supports sebesar 49% PEC dan buruh sebesar 37% PEC.

$$\begin{aligned} \text{Material (49 \% PEC)} &= 49 \% \times \$ 4,951,076.71 \\ &= \$ 1,940,822 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (37 \% PEC)} &= 37 \% \times \$ 4,951,076.71 \\ &= \$ 1,465,519 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \$ 1,465,519 / (\$ 5/\text{manhour}) \\ &= 293,104 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh asing} &= 5\% \times 293,104 \text{ manhour} \times (\$ 5/\text{manhour}) \\ &= \$ 73,276 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal} &= 95\% \times 293,104 \text{ manhour} \times \text{Rp.}21.000/\text{manhour} \times 2 \\ &= \text{Rp. } 11,694,839,274 \end{aligned}$$

Maka :

**Tabel 5. Piping Cost**

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	1,940,822	-
Buruh Asing	73,276	-
Buruh Lokal	-	11,694,839,274
<b>Jumlah</b>	<b>2,014,098</b>	<b>11,694,839,274</b>

5) *Insulation*

Besarnya biaya material 3% dari PEC, sedangkan biaya buruh sebesar 5% dari PEC. (hal. 102, Aries & Newton).

$$\begin{aligned} \text{Material (3 \% PEC)} &= 3 \% \times \$ 4,951,076.71 \\ &= \$ 118,826 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (5 \% PEC)} &= 5 \% \times \$ 4,951,076.71 \\ &= \$ 198,043 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \$ 198,043 / (\$ 5/\text{manhour}) \\ &= 39,609 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh asing} &= 5\% \times 39,609 \text{ manhour} \times (\$ 5/\text{manhour}) \\ &= \$ 9,902 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal} &= 95\% \times 39,609 \text{ manhour} \times \text{Rp.}21.000/\text{manhour} \times 2 \\ &= \text{Rp. } 1,580,383,686 \end{aligned}$$

Maka :

**Tabel 6.** *Insulation Cost*

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	118,826	-
Buruh Asing	9,902	-
Buruh Lokal	-	1,580,383,686
<b>Jumlah</b>	<b>128,728</b>	<b>1,580,383,686</b>

6) *Electrical Equipment and Materials*

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

(Peter & Timmerhaus, 1991)

Besarnya biaya instalasi listrik 15% dari PEC, terdiri dari biaya pemeriksaan instalasi, dan biaya instalasi. (hal. 102, Aries & Newton).

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 15\% \times \$ 4,951,076.71 \\ &= \$ 594,129 \end{aligned}$$

Total *Direct Cost* alat proses dapat dilihat pada Tabel berikut :

**Tabel 7. Total Physical Cost Alat Proses**

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
Harga alat sampai di tempat	4,951,077	-
Puchasing Equipment Installation	499,069	10,114,455,589
Instrumentation and Controls	481,245	948,230,211
Piping	2,014,098	11,694,839,274
Insulation	128,728	1,580,383,686
Electrical Equipment and Materials	594,129	-
<b>Jumlah</b>	<b>8,668,345</b>	<b>24,337,908,760</b>

**b. Direct Cost Alat Utilitas**1) Harga Alat Sampai Ditempat (*Purchased Equipment Cost*)

Menurut Aries Newton 1955, besarnya biaya peralatan proses sampai di tempat adalah 125 % PEC . Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Harga Alat sampai ditempat} &= 125\% \times \text{PEC} \\
 &= 125\% \times \$ 1,559,761 \\
 &= \$ 1,949,701
 \end{aligned}$$

2) *Purchasing Equipment Installation* (PEI)

Menurut Tabel 16, hal. 77, Aries Newton, biaya material yang meliputi *foundations, platforms, dan supports* sebesar 11 % PEC dan buruh sebesar 32 % PEC. Maka :

$$\begin{aligned}
 \text{Material (11\% PEC)} &= 11 \% \times \$ 1,949,701 \\
 &= \$ 214,467
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh (32 \% PEC)} &= 32 \% \times \$ 1,949,701 \\
 &= \$ 623,904
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah manhour} &= \$ 623,904/ (\$ 5/\text{manhour}) \\
 &= 124,781 \text{ manhour}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh asing} &= 5\% \times 124,781 \text{ manhour} \times (\$ 5/\text{manhour}) \\
 &= \$ 31,195
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Buruh lokal} &= 95\% \times 124,781 \text{ manhour} \times \text{Rp.}21.000/\text{manhour} \times 2 \\
 &= \text{Rp. } 4,978,756,126
 \end{aligned}$$

Maka :

**Tabel 8.** *Purchasing Equipment Installation (PEI)*

<b>Perihal</b>	<b>Dollar(\$)</b>	<b>Rupiah (Rp)</b>
Material	214,467	-
Buruh Asing	31,195	-
Buruh Lokal	-	4,978,756,126
<b>Jumlah</b>	<b>245,662</b>	<b>4,978,756,126</b>

3) *Instrumentation and Controls*

Menurut Tabel 19, hal. 97 Aries Newton, biaya material yang meliputi foundations, platforms, dan supports sebesar 12 % PEC dan buruh sebesar 3 % PEC.

$$\begin{aligned} \text{Material (12 \% PEC)} &= 12 \% \times \$ 1,949,701 \\ &= \$ 187,171 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (3 \% PEC)} &= 3 \% \times \$ 1,949,701 \\ &= \$ 46,793 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \$ 39,138 / (\$ 5/\text{manhour}) \\ &= 9,359 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh asing} &= 5\% \times 9,359 \text{ manhour} \times (\$ 5/\text{manhour}) \\ &= \$ 2,340 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh local} &= 95\% \times 2,340 \text{ manhour} \times \text{Rp.}21.000/\text{manhour} \times 2 \\ &= \text{Rp. } 373,406,709 \end{aligned}$$

Maka :

**Tabel 9.** *Instrumentation and Control*

<b>Perihal</b>	<b>Dollar(\$)</b>	<b>Rupiah (Rp)</b>
Material	187,171	-
Buruh Asing	2,340	-
Buruh Lokal	-	373,406,709
<b>Jumlah</b>	<b>189,511</b>	<b>373,406,709</b>

4) *Piping (Pemipaan)*

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

(Peter &amp; Timmerhaus, 1991)

Menurut Tabel 19, hal. 97 Aries Newton, biaya material yang meliputi foundations, platforms, dan supports sebesar 49% PEC dan buruh sebesar 37% PEC.

$$\begin{aligned} \text{Material (49 \% PEC)} &= 49 \% \times \$ 1,949,701 \\ &= \$ 764,283 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (37 \% PEC)} &= 37 \% \times \$ 1,949,701 \\ &= \$ 577,111 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \$ 577,111 / (\$ 5/\text{manhour}) \\ &= 115,422 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh asing} &= 5\% \times 115,422 \text{ manhour} \times (\$ 5/\text{manhour}) \\ &= \$ 28,856 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh lokal} &= 95\% \times 115,422 \text{ manhour} \times \text{Rp.}21.000/\text{manhour} \times 2 \\ &= \text{Rp. } 4,605,349,416 \end{aligned}$$

Maka :

**Tabel 10.** *Piping Cost*

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	764,283	-
Buruh Asing	28,856	-
Buruh Lokal	-	4,605,349,416
<b>Jumlah</b>	<b>793,138</b>	<b>4,605,349,416</b>

##### 5) *Insulation*

Besarnya biaya material 3% dari PEC, sedangkan biaya buruh sebesar 5% dari PEC. (hal. 102, Aries & Newton) .

$$\text{Material (3 \% PEC)} = 3 \% \times \$ 1,949,701 = \$ 46,793$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh (5 \% PEC)} &= 5 \% \times \$ 1,949,701 \\ &= \$ 77,988 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Jumlah manhour} &= \$ 77,988 / (\$ 5/\text{manhour}) \\ &= 15,598 \text{ manhour} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Buruh asing} &= 5\% \times 15,598 \text{ manhour} \times (\$ 5/\text{manhour}) \\ &= \$ 3,899 \end{aligned}$$

$$\text{Buruh lokal} = 95\% \times 15,598 \text{ manhour} \times \text{Rp.}21.000/\text{manhour} \times 2$$

= Rp. 622,344,516

Maka :

**Tabel 11.** *Insulation Cost*

Perihal	Dollar(\$)	Rupiah (Rp)
Material	46,793	-
Buruh Asing	3,899	-
Buruh Lokal	-	622,344,516
<b>Jumlah</b>	<b>50,692</b>	<b>622,344,516</b>

6) *Electrical Equipment and Materials*

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

(Peter & Timmerhaus, 1991)

Besarnya biaya instalasi listrik 15% dari PEC, terdiri dari biaya pemeriksaan instalasi, dan biaya instalasi. (hal. 102, Aries & Newton).

Biaya = 15% x \$ 1,949,701

= \$ 233,964

Total *Direct Cost* alat utilitas dapat dilihat pada Tabel berikut :

**Tabel 12.** *Total Physical Cost Alat Utilitas*

Komponen	Biaya (\$)	Biaya (Rp)
Harga alat sampai di tempat	1,949,701	-
Puchasing Equipment Installation	245,662	4,978,756,126
Instrumentation and Controls	189,511	373,406,709
Piping	793,138	4,605,349,416
Insulation	50,692	622,344,516
Electrical Equipment and Materials	233,964	-
<b>Jumlah</b>	<b>3,462,669</b>	<b>10,579,856,767</b>

c. *Direct Cost (DC) – Bangunan*

Bangunan Bertingkat = Rp. 5.000.000/m<sup>2</sup>

Bangunan Biasa = Rp. 4.000.000/m<sup>2</sup>

Bangunan Sederhana = Rp. 3.000.000/m<sup>2</sup>

Tabel 13. Harga Bangunan

Nama Bangunan	Luas (m <sup>2</sup> )	Harga satuan (Rp/m <sup>2</sup> )	Total Harga (Rp)
Area Parkir Pabrik	3,819.00	4,000,000	15,276,000,000
Area Proses	3,360.00	5,000,000	16,800,000,000
Area Unit Utilitas	2,668.00	5,000,000	13,340,000,000
Area Perluasan Pabrik-1	8,100.00	4,000,000	32,400,000,000
Area Perluasan Pabrik-2	909.00	4,000,000	3,636,000,000
Area Loading	2,496.00	5,000,000	12,480,000,000
Control Room	880.00	6,000,000	5,280,000,000
Bengkel	880.00	5,000,000	4,400,000,000
Pemadam Kebakaran	2,052.00	6,000,000	12,312,000,000
Gedung Serbaguna	4,489.00	6,000,000	26,934,000,000
Gudang	2,496.00	5,000,000	12,480,000,000
Kantin / Koperasi	1,012.00	5,000,000	5,060,000,000
Kantor	3,168.00	6,000,000	19,008,000,000
Laboratorium	900.00	6,000,000	5,400,000,000
Masjid	1,152.00	5,000,000	5,760,000,000
Area Parkir Umum	1,650.00	4,000,000	6,600,000,000
Perpustakaan	572.00	5,000,000	2,860,000,000
Poliklinik	1,152.00	5,000,000	5,760,000,000
Pos Jaga	200.00	5,000,000	1,000,000,000
<b>Jumlah</b>			<b>206,786,000,000</b>

**d. Direct Cost (DC) – Land and Yard**

Total kebutuhan tanah pabrik = 68.282,6 m<sup>2</sup>

Harga tanah per 10 Maret 2021 daerah kawasan industri sebesar Rp.

4.000.000/m<sup>2</sup>. Sehingga biaya untuk pembelian tanah:

Biaya Pembelian Tanah = 68.282,6 m<sup>2</sup> x Rp. 4.000.000/m<sup>2</sup>

= Rp. 273.130.400.00

Total *Physical Plant Cost* (PPC) dapat dilihat pada table berikut.



**Tabel 14.** Total *Physical Plant Cost* (PPC)

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
PPC Alat Proses	10,294,356	29,070,591,687
PPC Alat Utilitas	3,458,597	10,567,415,123
Bangunan		206,786,000,000
Tanah		273,130,400,000
<b>Jumlah</b>	<b>13,752,953</b>	<b>519,554,406,810</b>

**Biaya Engineering & Construction :**

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

(Aries & Newton, 1955)

Total Physical Plant Cost (PPC) dapat dilihat pada table berikut:

**Tabel 15.** Total Direct Cost Pabrik

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
<i>Total Physical Plant Cost (PPC)</i>	13,752,953	519,554,406,810
<i>Engineering &amp; Construction</i>	3,438,238	129,888,601,702
<b>Jumlah</b>	<b>17,191,191</b>	<b>649,443,008,512</b>

***INDIRECT PLANT COST*****a. Contractor fee**

Biaya kontraktor bervariasi untuk situasi yang berbeda, tetapi dapat diperkirakan sekitar 2-8% dari *direct cost* 1,5-6% dari investasi modal tetap.

(Peter & Timmerhaus, 1991)

**b. Contingency Cost**

Modal kontingensi biasanya disertakan dalam perkiraan investasi modal untuk mengkompensasi kejadian tak terduga, seperti badai, banjir, pemogokan, perubahan harga, perubahan desain kecil. Kesalahan estimasi, dan biaya tidak terduga lainnya, yang perkiraan sebelumnya telah *statistic* terbukti bersifat berulang. Faktor kontingensi berkisar antara 5- 10% dari Direct Cost Pabrik.

(Peters & Timmerhaus, 1991).

Maka *Fixed Capital Investment* (FCI) pabrik:

**Tabel 16.** *Fixed Capital Investment* (FCI)

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (\$)</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
Direct Plant Cost	15,163,767	643,542,706,909
Contractor fee	606,551	25,741,708,276
Contingency cost	1,061,464	45,047,989,484
<b>Jumlah</b>	<b>16,831,782</b>	<b>714,332,404,669</b>

Maka Fixed Capital Investment (FCI):

$$= \$ 16,831,782 \times (\text{Rp } 14.800/\$ 1) + \text{Rp. } 714,332,404,669$$

$$= \text{Rp. } 963,442,773,816$$

### 3. Perkiraan Penjualan

Dalam perkiraan penjualan diambil asumsi sebagai berikut:

- a. Harga jual produk Vinil Asetat mengalami kenaikan harga selama periode pengembalian modal.

- b. Produksi pada tahun pertama langsung 100%

$$\text{Kapasitas Produksi} = 7576,00 \text{ Kg/Jam}$$

$$= 60.001.920 \text{ Kg/Tahun}$$

$$\text{Harga Jual} = \$ 2.05/\text{Kg Vinil Asetat}$$

$$\text{Penjualan (Sales)} = \$ 123,003,936/\text{Tahun}$$

$$= \text{Rp. } 1,820,458,252,800/\text{Tahun}$$

### 4. Penentuan Biaya Produksi (Production Cost)

Dalam penentuan biaya produksi diambil kebijakan jam kerja sebagai berikut:

- Dalam 1 hari pabrik beroperasi selama 24 Jam.
- Dalam 1 tahun pabrik beroperasi selama 330 hari.

#### a. *Direct Manufacturing cost*

##### 1) *Raw Materials* (Bahan Baku)

Pada proses produksi dipabrik n-butanol diperlukan beberapa bahan baku utama agar proses produksi dapat berjalan, bahan-bahan tersebut berupa Asetilen, Asam Asetat, dan katalis Zinc Acetate. Dalam perhitungan biaya

bahan baku diambil asumsi bahwa harga pembelian bahan baku tidak mengalami kenaikan harga tiap tahun.

Berikut biaya dari masing-masing bahan baku:

**Asam Asetat**

Kebutuhan = 5.296,63 Kg/Jam  
= 41.949.310 Kg/Tahun

Harga = \$ 0.69/Kg

Total Biaya = \$ 28,945,024/Tahun

**Asetilen**

Kebutuhan = 3.802,83 Kg/Jam  
= 30.118.413,60 Kg/Tahun

Harga = \$ 0.41/Kg

Total Biaya = \$ 12,348,550/Tahun

**Zinc Acetate 35% dg penyangga Karbon Aktif (Katalis)**

Kebutuhan = 65.000,00 Kg/Tahun

Harga = \$ 0.71/Kg

Total Biaya = \$ 45.987,50/Tahun

**Tabel 17.** Biaya membeli bahan baku.

<b>Bahan Baku</b>	<b>Harga (\$/Tahun)</b>
Asam asetat	28,945,024
Asetilen	12,348,550
Katalis Zink Asetat	45,988
<b>Total</b>	<b>41,339,561</b>

Sehingga total biaya pengolahan untuk bahan baku sebesar

Rp. 611,825,498,360/Tahun.

2) Gaji Karyawan

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

**Tabel 17.** Total Biaya Gaji Karyawan

Jabatan	Jumlah	Gaji/Bulan (Rp)	Total (Rp)
Direktur Utama	1	100,000,000	100,000,000
Sek.Direktur Utama	1	25,000,000	25,000,000
Direktur	2	80,000,000	160,000,000
Sek.Direktur	2	30,000,000	60,000,000
Staff. Direktur	2	20,000,000	40,000,000
Kepala Bagian	7	35,000,000	245,000,000
Kepala Seksi	21	25,000,000	525,000,000
Staff	42	15,000,000	630,000,000
Dokter	2	25,000,000	50,000,000
Perawat	4	10,000,000	40,000,000
Driver	15	5,000,000	75,000,000
Satpam	8	5,000,000	40,000,000
Proses dan Util	48	15,000,000	720,000,000
Control Room	8	20,000,000	160,000,000
K3	8	15,000,000	120,000,000
Laboran	8	15,000,000	120,000,000
Listrik	8	15,000,000	120,000,000
<b>Total</b>			<b>3,230,000,000</b>

Dari tabel tersebut didapat total biaya gaji karyawan sebesar:

$$\begin{aligned} \text{Total gaji karyawan} &= \text{Rp. } 3,230,000,000/\text{Bulan} \\ &= \text{Rp. } 38,760,000,000/\text{Tahun} \end{aligned}$$

### 3) *Supervisor*

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

Rentang biaya supervise = (10% - 25%). Dalam perhitungan biaya *supervise* diambil 10% biaya karyawan:

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 10\% \times \text{Gaji karyawan} \\ &= 10\% \times \text{Rp. } 38,760,000,000/\text{Tahun} \end{aligned}$$

$$= \text{Rp. } 3,876,000,000/\text{Tahun}$$

#### 4) *Maintenance*

Beban pemeliharaan termasuk biaya semua bahan dan tenaga kerja yang di pekerjakan dalam pemeliharaan rutin dan perbaikan insidental dan dalam beberapa kasus dalam revisi utama dari peralatan dan bangunan. Pemilihan biaya *maintenance* dapat dilihat di bawah ini. Dalam perhitungan biaya *maintenance* diasumsikan jenis operasinya dalam keadaan normal (7% dari *Fixed Capitaliz Invesment*). (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 7\% \times \text{FCI} \\ &= 7\% \times \text{Rp. } 963,442,773,816 \\ &= \text{Rp. } 67,440,994,167 \end{aligned}$$

#### 5) *Plant Suppliers*

Dalam setiap operasi manufaktur, banyak persediaan yang diperlukan untuk menjaga proses berfungsi secara efisien. Barangbarang seperti grafik, pelumas, uji bahan kimia, dan perlengkapan yang tidak dapat dianggap sebagai bahan baku atau pemeliharaan dan perbaikan bahan, dan diklasifikasikan sebagai operasi persediaan. Biaya tahunan untuk jenis persediaan adalah sekitar 15 persen dari total biaya pemeliharaan dan perbaikan. (Aries & Newton, 1955).

$$\begin{aligned} \text{Biaya plant suppliers (15\% maintenance)} &= 15\% \times \text{Rp. } 67,440,994,167 \\ &= \text{Rp. } 10,116,149,125 \end{aligned}$$

#### 6) *Royalty & Pateny*

Banyak proses manufaktur yang dilindungi oleh hak paten, dan mungkin diperlukan untuk membayar jumlah yang ditetapkan untuk hak patent atau royalty berdasarkan jumlah bahan yang dihasilkan. Meskipun perkiraan kasar dari paten dan royalty biaya untuk proses di patenkan adalah 0 sampai 6 % dari total hasil penjualan, insinyur harus menggunakan

penilaian karena royalty bervariasi dengan seperti faktor sebagai jenis produk dan industri. (Peter & Timmerhause, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 1\% \times \text{Total hasil penjualan} \\ &= 1\% \times \text{Rp. 1,820,458,252,800/Tahun} \\ &= \text{Rp. 18,204,582,528/Tahun} \end{aligned}$$

#### 7) Biaya bahan utilitas (*Utilities*)

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

##### **Bahan Bakar**

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 730 \text{ L/bulan} \\ &= 8,760 \text{ L/tahun} \\ \text{Harga} &= \text{Rp. 15,000/L} \\ \text{Biaya} &= \text{Rp. 131,400,000/Tahun} \end{aligned}$$

##### **Silika**

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 645.12 \text{ Kg/Minggu} \\ &= 30,412.80 \text{ Kg/Tahun} \\ \text{Harga} &= \text{Rp. 14,085/Kg} \\ \text{Biaya} &= \text{Rp. 428,364,288.00/Tahun} \end{aligned}$$

##### **Air**

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 14.104,27 \text{ Kg/Minggu} \\ &= 111,705,831,08 \text{ Kg/Tahun} \\ \text{Harga} &= \text{Rp. 500/Kg} \\ \text{Biaya} &= \text{Rp. 55,852,915,539.42/Tahun} \end{aligned}$$

##### **Dowtherm A**

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan} &= 250,992.00 \text{ Kg/Tahun} \\ \text{Harga} &= \text{Rp. 14,310/Kg} \\ \text{Biaya} &= \text{Rp. 3.591.695.520,00/Tahun} \end{aligned}$$

**Klorin**

Kebutuhan = 15,05 Kg/Tahun

Harga = Rp. 15,000/Kg

Biaya = Rp. 225.720,00/Tahun

**Listrik**

Kebutuhan = 463.90 kW/Jam

= 3,674,088.00 kW/Tahun

Harga = Rp. 1,300/kW

Biaya = Rp. 4,776,314,400/Tahun

Jadi total biaya kebutuhan utilitas = Rp. 64,780,915,467.42

Sehingga total biaya *Direct Manufacturing Cost* dapat dilihat pada tabel berikut :

**Tabel 18.** Total biaya *Direct Manufacturing Cost*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
Biaya bahan baku	611,825,498,360
Biaya bahan utilitas	64,780,915,467
Gaji karyawan	38,760,000,000
Supervisor	3,876,000,000
Maintenance	67,440,994,167
Plant Supplies	10,116,149,125
Royalties and Patent	18,204,582,528
<b>Total</b>	<b>815,004,139,648</b>

**b. Indirect Manufacturing cost**

1) *Payroll Overhead*

Semua pengeluaran perusahaan yang untuk biaya pensiun, pembayaran liburan, asuransi kelompok, cacat gaji, jaminan sosial, dan pajak pekerjaan diklasifikasikan gaji overhead. Sementara masingmasing item dapat diperkirakan secara individual, mereka dapat Lampiran Ekonomi diperkirakan secara total yang nilainya setara dengan 15 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja (*Operating Labour*)

(Aries& Newton, 1955).

Biaya = 20% x Gaji Karyawan

$$= 20\% \times \text{Rp. } 38,760,000,000/\text{Tahun}$$

$$= \text{Rp. } 7,752,000,000$$

### 2) *Laboratory*

Dalam proses kimia, pekerjaan laboratorium diperlukan untuk memastikan kontrol kualitas. Sementara biaya tentu saja akan tergantung pada jenis produk, biaya rata-rata setara dengan 15 sampai 20 persen dari biaya tenaga kerja dapat digunakan.

(Aries & Newton, 1955)

$$\text{Biaya} = 20\% \times \text{Gaji Karyawan}$$

$$= 20\% \times \text{Rp. } 38,760,000,000/\text{Tahun}$$

$$= \text{Rp. } 7,752,000,000$$

### 3) *Packaging*

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

Dalam perhitungan diambil 0,5% dari total hasil penjualan.

$$\text{Biaya} = 0,5\% \times \text{Sales}$$

$$= 0,5\% \times \text{Rp. } 1,820,458,252,800$$

$$= \text{Rp. } 9,102,291,264$$

### 4) *Plant Overhead*

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

$$\text{Biaya} = 100\% \times \text{Gaji Karyawan}$$

$$= 100\% \times \text{Rp. } 38,760,000,000/\text{Tahun}$$

$$= \text{Rp. } 38,760,000,000$$

Total *Indirect Manufacturing cost* dapat dilihat pada tabel berikut:

**Tabel 19.** Total *Indirect Manufacturing cost*

Komponen	Biaya (Rp)
Payroll Overhead	7,752,000,000
Laboratory	7,752,000,000
Packaging	9,102,291,264



Plant Overhead	38,760,000,000
<b>Total</b>	<b>63,366,291,264</b>

c. **Fixed Manufacturing cost**

1) *Depreciation*

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

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 10\% \times \text{FCI} \\ &= 10\% \times \text{Rp. } 963,442,773,816 \\ &= \text{Rp. } 96,344,277,382 \end{aligned}$$

2) *Property taxes*

Besarnya pajak *property local* tergantung pada lokalitas tertentu dari pabrik dan peraturan daerah. Pajak *property* tahunan untuk pabrik di daerah padat penduduk, biasanya dalam kisaran 2 sampai 4 persen dari *fixed capital investment*. Di daerah yang kurang penduduknya, pajak *property local* sekitar 1 sampai 2 persen *fixed capital investment*.

(Peter & Timmerhause, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Biaya (2 \% FCI)} &= 4 \% \times \text{Rp. } 963,442,773,816 \\ &= \text{Rp. } 38,537,710,953 \end{aligned}$$

3) *Insurance*

Tarif asuransi tergantung pada jenis proses yang dilakukan dalam manufaktur operasi dan pada sejauh mana fasilitas perlindungan yang tersedia. Pada secara tahunan, angka ini berjumlah sekitar 1 persen dari *Fixed Capital Investment*.

(Peter & Timmerhaus, 1991)

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 1\% \times \text{FCI} \\ &= 1\% \times \text{Rp. } 963,442,773,816 \\ &= \text{Rp. } 9,634,427,738 \end{aligned}$$

Total Fixed Manufacturing Cost: Rp. 144,516,416,072

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

**Tabel 20.** *Total Manufacturing Cost (TMC)*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
Direct Manufacturing Cost	815,004,139,648
Indirect Manufacturing Cost	63,366,291,264
Fixed Manufacturing Cost	144,516,416,072
<b>Total</b>	<b>1,022,886,846,984</b>

## 5. Penaksiran Modal Kerja Industri (*Working Capital*) dan perhitungan *Capital Investment* (Total Modal)

### a. *Inventory Raw Material*

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

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= \text{Biaya bahan baku selama 1 bulan} \\ &= \text{Rp. } 50,985,458,197 \end{aligned}$$

### b. *Inventory in Process*

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

(Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 1,5 \% \times \text{Manufacturing Cost selama 1 bulan} \\ &= 1,5 \% \times \text{Rp. } 85,240,570,582 \\ &= \text{Rp. } 1,278,608,559 \end{aligned}$$

### c. *Inventory Product*

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

(Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= \text{Biaya Manufacturing Cost selama 1 bulan} \\ &= \text{Rp. 85,240,570,582}\end{aligned}$$

d. *Extended Credit*

Biaya yang dibebankan pada suatu produk, apabila produk tersebut telah berada dipihak pembeli tetapi perusahaan belum menerima hasil penjualan. Kredit diperpanjang dapat diperkirakan produksi 1 bulan nilai penjualan atau biaya *Manufacturing Cost* selama 2 bulan.

(Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= \text{Biaya Manufacturing Cost selama 2 bulan} \\ &= \text{Rp. 170,481,141,164}\end{aligned}$$

e. *Available Cash*

Merupakan biaya yang diperlukan untuk pembayaran upah, jasa dan bahan. Kas yang tersedia dapat di perkirakan sebagai beban manufaktur 1 bulan.

(Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned}\text{Biaya} &= \text{Biaya Manufacturing Cost selama 1 bulan} \\ &= \text{Rp. 85,240,570,582}\end{aligned}$$

Total biaya *Working Capital* dapat dilihat pada table berikut :

**Tabel 21.** Total biaya *Working Capital*

<b>Komponen</b>	<b>Biaya (Rp)</b>
Inventory Bahan Baku	50,985,458,197
Inventory in Process	1,278,608,559
Inventory Product	85,240,570,582
Extended Credit	170,481,141,164
Available Cash	85,240,570,582
<b>Total</b>	<b>393,226,349,083</b>

**Total Modal (*Capital Investment*)**

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

$$\begin{aligned}\text{Capital Investments} &= \text{Fixed Capital Investment} + \text{Working Capital} \\ &= \text{Rp. 963,442,773,816} + \text{Rp. 393,226,349,083} \\ &= \text{Rp. 1,356,669,122,900}\end{aligned}$$

## 6. Perhitungan General Expense dan Total Biaya Produksi

### a. *General Expense*

Berbagai pengeluaran yang di keluarkan oleh fungsi perusahaan selain manufaktur dikelompokkan ke dalam klasifikasi yang di sebut beban umum. Ini mencakup biaya administrasi, penjualan, penelitian, dan keuangan.

(Aries & Newton,1955)

#### 1) Administrasi

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

(Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 3\% \times \text{Total Manufacturing Cost} \\ &= 3\% \times \text{Rp. 1,022,886,846,984} \\ &= \text{Rp. 30,686,605,410} \end{aligned}$$

#### 2) Sales

Beban penjualan akan bervariasi tergantung pada jenis produk, metode penjualan dan distribusi, pasar pelanggan, dan tingkat iklan. Secara umum, biaya penjualan dapat diperkirakan nilainya setara dengan 3 sampai 12 persen dari harga jual atau 5 sampai 22 persen dari biaya produksi.

(Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 18\% \times \text{Total Manufacturing Cost} \\ &= 18\% \times \text{Rp. 1,022,886,846,984} \\ &= \text{Rp. 179,005,198,222} \end{aligned}$$

#### 3) Riset

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

(Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 8\% \times \text{Total Manufacturing Cost} \\ &= 8\% \times \text{Rp. 1,022,886,846,984} \end{aligned}$$

$$= \text{Rp. } 81,830,947,759$$

#### 4) Finance

Biaya finance 5% *Working Capital* ditambah *Fixed Capital Investment*.

(Aries & Newton,1955)

$$\begin{aligned} \text{Biaya} &= 5\% \times (\text{FCI} + \text{WC}) \\ &= 5\% \times \text{Rp. } 1,356,669,122,900 \\ &= \text{Rp. } 67,833,456,145 \end{aligned}$$

Total biaya general expense dapat dilihat pada tabel berikut :

**Tabel 22.** Total biaya *general expense*

Komponen	Biaya (Rp)
Administrasi	30,686,605,410
Sales	179,005,198,222
Riset	81,830,947,759
Finance	67,833,456,145
<b>Total</b>	<b>359,356,207,535</b>

#### b. Total Biaya Produksi

$$\begin{aligned} \text{Total biaya produksi} &= \text{Total Manufacturing Cost} + \text{General Expense} \\ &= \text{Rp. } 1,022,886,846,984 + \text{Rp. } 350,356,207,535 \\ &= \text{Rp. } 1,382,243,054,519 \end{aligned}$$

### 7. Perkiraan Pendapatan

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

#### a. Keuntungan sebelum pajak

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan sebelum pajak} &= \text{Total penjualan} - \text{Total Biaya Produksi} \\ &= \text{Rp. } 1,820,458,252,800 - \text{Rp. } 1,382,243,054,519 \\ &= \text{Rp. } 438,215,198,281 \end{aligned}$$

#### b. Keuntungan setelah pajak

$$\begin{aligned} \text{Pajak (35\% x Keuntungan)} &= 35\% \times \text{Rp. } 438,215,198,281 \\ &= \text{Rp. } 153,375,319,398 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Keuntungan setelah pajak} &= \text{Keuntungan sebelum pajak} - \text{Pajak} \\ &= \text{Rp. } 438,215,198,281 - \text{Rp. } 153,375,319,398 \\ &= \text{Rp. } 284,839,878,882 \end{aligned}$$

## 8. Analisis Kelayakan

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

### Fixed Cost (Fa)

Depresiasi	= Rp .	96,334,277,382
Property tax	= Rp.	38,537,710,953
<u>Insurace</u>	= Rp.	<u>9,634,427,738</u>
<b>Total</b>	<b>= Rp.</b>	<b>144,516,416,072</b>

### Variable Cost (Va)

Biaya Bahan Baku	= Rp.	611,825,498,360
Packaging	= Rp.	9,102,291,264
Utilitas	= Rp.	64,780,915,467
<u>Royalty &amp; Patent</u>	= Rp.	<u>18,204,582,528</u>
<b>Total</b>	<b>= Rp.</b>	<b>703,913,287,619</b>

### Regulated Cost (Ra)

Gaji Karyawan	= Rp.	38,760,000,000
Payroll Overhead	= Rp.	7,752,000,000
Plant Overhead	= Rp.	38,760,000,000
Supervisi	= Rp.	3,876,000,000
Laboratorium	= Rp.	7,752,000,000
General Expense	= Rp.	359,356,207,535
Maintenance	= Rp.	67,440,994,167
<u>Plant Supplies</u>	= Rp.	<u>10,116,149,125</u>
<b>Total</b>	<b>= Rp.</b>	<b>533,813,350,828</b>

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

a. *Return on Investment* (ROI)

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

$$\text{ROI} = \frac{\text{Laba Tahunan}}{\text{Modal Tetap}} \times 100 \%$$

% ROI minimum yang dapat diterima:

- 1) Pabrik yang dinilai resiko rendah > 11%
- 2) Pabrik yang dinilai resiko tinggi > 44%

(Tabel 54 p.193 Aries & Newton)

## 1. Sebelum pajak

Persentase ini dihitung atas dasar sebelum pembayaran pajak

FCI = Rp. 963,442,773,816

Laba sebelum pajak = Rp. 438,215,198,281/Tahun

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Rp. 438,215,198,281}}{\text{Rp. 963,442,773,816}} \times 100\% \\ &= 45,48 \% \end{aligned}$$

## 2. Sesudah pajak

FCI = Rp. 963,442,773,816

Laba sesudah pajak = Rp. 284,839,878,882/Tahun

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= \frac{\text{Rp. 284,839,878,882}}{\text{Rp. 963,442,773,816}} \times 100\% \\ &= 29,56 \% \end{aligned}$$

b. *Pay Out Time* (POT)

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

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

*Cash Return* meliputi annual profit dan depresiasi.

Untuk pabrik industri kimia, %POT maksimal yang dapat diterima:

- 1) Pabrik yang dinilai resiko rendah < 5 tahun
- 2) Pabrik yang dinilai resiko tinggi < 2 tahun

(Tabel 55 p.196 Aries & Newton)

## 1. Sebelum pajak

$$FCI = \text{Rp. } 963,442,773,816$$

$$\text{Laba sebelum pajak} = \text{Rp. } 438,215,198,281/\text{Tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Rp. } 963,442,773,816}{\text{Rp. } 438,215,198,281 + 0,1 \text{ Rp. } 963,442,773,816} \\ &= 1,80 \text{ Tahun} \end{aligned}$$

## 2. Sesudah pajak

$$FCI = \text{Rp. } 963,442,773,816$$

$$\text{Laba sesudah pajak} = \text{Rp. } 284,839,878,882/\text{Tahun}$$

$$\begin{aligned} \text{POT} &= \frac{\text{Rp. } 963,442,773,816}{\text{Rp. } 284,839,878,882 + 0,1 \text{ Rp. } 963,442,773,816} \\ &= 2,53 \text{ Tahun} \end{aligned}$$

c. *Break Event Point (BEP)*

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

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

Besarnya BEP yang dapat diterima adalah 40-60% .

Perhitungan BEP

$$\text{Fa} = \text{Rp. } 144,516,416,072$$

$$\text{Va} = \text{Rp. } 703,913,287,619$$

$$\text{Ra} = \text{Rp. } 533,813,350,828$$

$$\text{Sa} = \text{Rp. } 1,820,458,252,800$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{BEP} = 41,01 \%$$

d. *Shut Down Point (SDP)*

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

$$\text{SDP} = \frac{0,3 \text{ Ra}}{\text{Sa} - \text{Va} - 0,7 \text{ Ra}}$$

Perhitungan SDP



$$V_a = \text{Rp. } 703,913,287,619$$

$$R_a = \text{Rp. } 533,813,350,828$$

$$S_a = \text{Rp. } 1,820,458,252,800$$

Sehingga diperoleh :

$$\text{SDP} = 21,56 \%$$

e. *Discounted Cash Flow (DCF)*

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

$$S = (\text{FCI} + \text{WC}) \times (1 + i)^n - \text{SV} - \text{WC}$$

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

Dimana:

n = Umur pabrik (9 tahun)

R = Cash Flow berdasarkan pendapatan akhir tahun

S = Nilai modal yang akan datang dikoreksi dengan salvage value dan working capital

CF = Cash flow setelah pajak

FCI = Fixed Capital Investment

WC = Working Capital

SV = Salvage Value (10% FCI)

i = Interest/ Discounted Cash Flow

n = 9 tahun

FCI = Rp. 963,442,773,816

WC = Rp. 393,226,349,083

SV = Rp. 96,344,277,382

Laba = Rp. 284,839,878,882

Depresiasi = Rp. 96,344,277,382

Finance = Rp. 67,833,456,145

CF = Keuntungan setelah pajak + Depresiasi + Finance

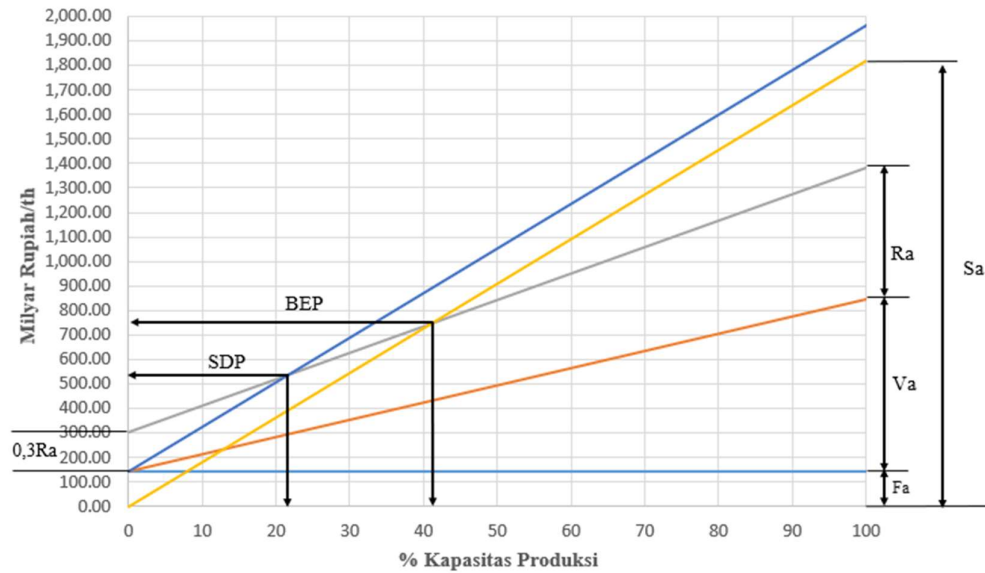
= Rp. 284,839,878,882 + Rp. 96,344,277,382 + Rp. 67,833,456,145

CF = Rp. 449,017,612,409

Discounted Cash Flow dihitung secara *Trial & error* untuk mencari harga  $i$   
 Sehingga didapatkan  $i = 31,49\%$  ( $>$  bunga bank investasi  $10\%$ )

**Tabel 23.** Kesimpulan Analisis Kelayakan

<b>Analisis</b>	<b>Hasil</b>	<b>Tolak Ukur</b>
<b>ROI</b>	45,48 %	$> 44\%$ (High risk)
<b>POT</b>	1,80 tahun	$< 2$ tahun (High risk)
<b>BEP</b>	41,01 %	40 % - 60 %
<b>SDP</b>	21,56 %	$<$ BEP
<b>DCFR</b>	31,72 %	$>$ bunga bank investasi (10 %)



**Gambar 1.** Grafik Untuk Menentukan *Break Even Point*

Keterangan :

Fa = Biaya Tetap tahunan (*Fixed Cost*)

Va = Biaya Variabel tahunan (*Variable Cost*)

Ra = Biaya Mengambang tahunan (*Regulated Cost*)

Sa = Penjualan tahunan (*Sales*)

BEP = Titik Impas (*Break Event Point*)

SDP = *Shut Down Point*