

**PRARANCANGAN PABRIK *DIOCTYL TEREPHTHALATE* DARI
ASAM TEREFTALAT DENGAN METODE ESTERIFIKASI
KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN**



SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk menyelesaikan pendidikan
Sarjana Terapan (S-1) Program Studi Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan
Jurusan Teknik Kimia
Politeknik Negeri Ujung Pandang

SITI NABILA NURCAHYANI H. 431 20 062

NUR AULIA 431 20 065

**PROGRAM STUDI S-1 TEKNOLOGI REKAYASA KIMIA BERKELANJUTAN
JURUSAN TEKNIK KIMIA
POLITEKNIK NEGERI UJUNG PANDANG
MAKASSAR**

2024

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik *Diocetyl Terephthalate* dari Asam Tereftalat dengan Metode Esterifikasi Kapasitas 50.000 Ton/Tahun**” oleh Siti Nabila Nurcahyani H., Nim 431 20 062 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 20 Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I,

Pembimbing II,



Ir. Barlian HS, M.T.

Dr. Ridhawati, S.T., M.T.

NIP. 19591112 199003 1001

NIP. 19760419 200501 2002

Mengetahui,

Koordinator Program Studi

D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan




Siti Nabila Nurcahyani H., S.T., M.Eng.

NIP. 19730409 200312 2002

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini dengan judul “**Pra Rancangan Pabrik *Diocetyl Terephthalate* dari Asam Tereftalat dengan Metode Esterifikasi Kapasitas 50.000 Ton/Tahun**” oleh Nur Aulia NIM 431 20 065 telah diterima dan disahkan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Terapan pada Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 20 Oktober 2024

Menyetujui,

Pembimbing I,

Pembimbing II,



Ir. Barlian HS, M.T.

Dr. Ridhawati, S.T., M.T.

NIP. 19591112 199003 1001

NIP. 19760419 200501 2002

Mengetahui,

Koordinator Program Studi

D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan




IR., S.T., M.Eng.







NIP. 19730409 200312 2002

HALAMAN PENERIMAAN

Pada Hari ini, Rabu tanggal 2 Oktober 2024, tim penguji ujian skripsi telah menerima skripsi oleh mahasiswa Siti Nabila Nurcahyani H. NIM 431 20 062 dengan **“Pra Rancangan Pabrik *Diocetyl Terephthalate* dari Asam Tereftalat dengan Metode Esterifikasi Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”**.

Makassar, 20 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi :

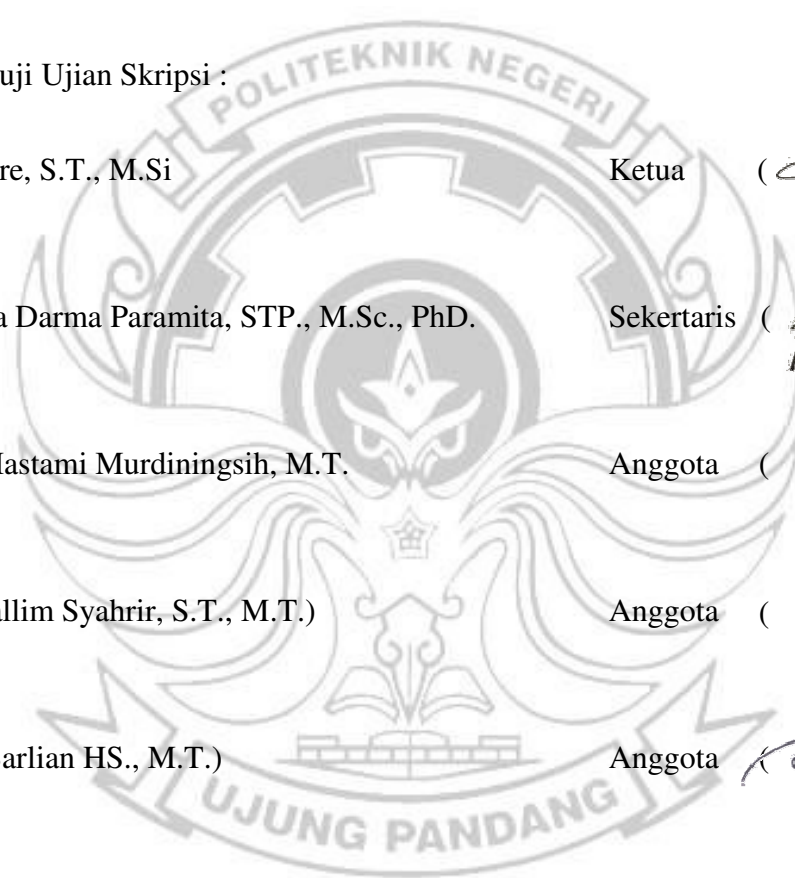






- 
1. Lasire, S.T., M.Si Ketua ()
 2. Vilia Darma Paramita, STP., M.Sc., PhD. Sekretaris ()
 3. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T. Anggota ()
 4. Muallim Syahrir, S.T., M.T. Anggota ()
 5. Ir. Barlian HS., M.T.) Anggota ()
 6. Dr. Ridhawati, S.T., M.T. Anggota ()

HALAMAN PENERIMAAN

Pada Hari ini, Rabu tanggal 2 Oktober 2024, tim penguji ujian skripsi telah menerima skripsi oleh mahasiswa Nur Aulia NIM 431 20 065 dengan **“Pra Rancangan Pabrik *Diocyl Terephthalate* dari Asam Tereftalat dengan Metode Esterifikasi Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”**.

Makassar, 20 Oktober 2024

Tim Penguji Ujian Skripsi :

- 
1. Lasire, S.T., M.Si Ketua ()
 2. Vilia Darma Paramita, STP., M.Sc., PhD. Sekertaris ()
 3. Ir. Hastami Murdiningsih, M.T. Anggota ()
 4. Muallim Syahrir, S.T., M.T.) Anggota ()
 5. Ir. Barlian HS., M.T.) Anggota ()
 6. Dr. Ridhawati, S.T., M.T. Anggota ()

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kami panjatkan kehadiran Allah SWT yang telah memberikan Rahmat dan hidayah-Nya, penulisan Skripsi Prarancangan ini yang berjudul **“Pra rancangan Pabrik *Diocetyl Terephthalate* dari Asam Tereftalat dengan Metode Esterifikasi Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”** dapat diselesaikan dengan baik.

Dalam proses penyelesaian tugas akhir ini tidak sedikit hambatan yang penulis alami. Namun, berkat bantuan berbagai pihak terutama pembimbing, hambatan tersebut dapat teratasi. Sehubungan dengan itu, pada kesempatan dan melalui lembaran ini penulis menyampaikan terimakasih dan penghargaan yang sebesar-besarnya kepada:

1. *Allah Subhanahu Wata'ala* atas berkah dan Rahmat-Nya penulis dapat menyelesaikan proposal skripsi ini.
2. Orang tua kami tercinta yang senantiasa memberikan motivasi doa dan dukungan sehingga kami bisa menyelesaikan proposal skripsi ini dengan baik dan lancar.
3. Bapak Ir. Ilyas Mansur, M.T. selaku Direktur Politeknik Negeri Ujung Pandang.
4. Bapak Wahyu Budi Utomo, HND., M.Sc. selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia Politeknik Negeri Ujung Pandang.
5. Ibu Yuliani HR., ST., M.Eng selaku Ketua Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Kimia Berkelanjutan Polteknik Negeri Ujung Pandang.
6. Bapak Ir. Barlian Hasan, M.T selaku Dosen Pembimbing 1.

7. Ibu Dr. Ridhawati., ST., MT selaku Dosen Pembimbing 2.
8. Rekan-rekan mahasiswa seangkatan dan teman-teman Californium yang saya senantiasa selalu membantu dan memberikan support yang besar selama masa studi penulis.

Penulis menyadari sepenuhnya bahwa penyusunan tugas ini masih banyak kekurangan, karena keterbatasan kemampuan yang dimiliki. Akhir kata, semoga tulisan yang sederhana ini dapat bermanfaat.

Makassar, 20 Oktober 2024

Penulis



DAFTAR ISI

| | |
|----------------------------------|--------|
| HALAMAN PENGESAHAN..... | II |
| HALAMAN PENERIMAAN..... | IV |
| KATA PENGANTAR..... | VI |
| DAFTAR ISI..... | IX |
| DAFTAR GAMBAR..... | XIV |
| DAFTAR TABEL..... | XV |
| DAFTAR LAMPIRAN..... | XVIII |
| DAFTAR SIMBOL..... | XIX |
| SURAT PERNYATAAN..... | XXVIII |
| RINGKASAN..... | XXX |
| | |
| BAB 1 PENDAHULUAN..... | 1 |
| 1.1 Latar Belakang..... | 1 |
| 1.2 Kapasitas Rancangan..... | 3 |
| 1.3 Penentuan Lokasi Pabrik..... | 11 |

| | |
|--|-----------|
| 1.4 Tinjauan Pustaka..... | 17 |
| BAB II DESKRIPSI PROSES..... | 22 |
| 2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk..... | 22 |
| 2.2 Langkah Proses..... | 27 |
| BAB III NERACA MASSA..... | 31 |
| 3.1 Neraca Massa..... | 31 |
| BAB IV NERACA PANAS..... | 38 |
| 4.1 Neraca Panas..... | 38 |
| BAB V SPESIFIKASI ALAT..... | 47 |
| 5.1 Accumulator (ACC)..... | 47 |
| 5.2 Belt Conveyor 01 (BC)..... | 47 |
| 5.3 Blower (BL)..... | 48 |
| 5.4 Bucket Elevator 01 (BE-01)..... | 49 |
| 5.5 Bucket Elevator 02 (BE-02)..... | 50 |
| 5.6 Condensor..... | 50 |
| 5.7 Cooler -01 (C-01)..... | 51 |
| 5.8 Cooler -02 (C-02)..... | 52 |
| 5.9 Decanter..... | 53 |
| 5.10 Rotary Drum Vacum Filter (RDF)..... | 54 |

| | |
|----------------------------------|----|
| 5. 11 Heater 01 (H-01)..... | 55 |
| 5. 12 Heater 02 (H-02)..... | 56 |
| 5.13 Heater 03 (H-03)..... | 57 |
| 5.14 Hopper Tank..... | 58 |
| 5.15 Mixing Tank 01 (MT-01)..... | 59 |
| 5.16 Mixing Tank 02 (MT-02)..... | 60 |
| 5.17 Neutralizer Tank (NT)..... | 61 |
| 5.18 Pompa 01 (P-01)..... | 62 |
| 5.19 Pompa 02 (P-02)..... | 63 |
| 5.20 Pompa 03 (P-03)..... | 64 |
| 5.21 Pompa 04 (P-04)..... | 64 |
| 5.22 Pompa 05 (P-05)..... | 65 |
| 5.23 Pompa 06 (P-06)..... | 66 |
| 5.24 Pompa 07 (P-07)..... | 67 |
| 5.25 Pompa 08 (P-08)..... | 68 |
| 5.26 Pompa 09 (P-09)..... | 69 |
| 5.27 Pompa10 (P-10)..... | 70 |
| 5.29 Reaktor (R)..... | 71 |
| 5.30 Rotary Dryer (RD)..... | 72 |
| 5.31 Screw Conveyor (SC)..... | 73 |

| | |
|---|------------|
| 5.32 Silo..... | 73 |
| 5.33 Tangki 01 (T-01)..... | 74 |
| 5.34 Tangki (T-02)..... | 74 |
| 5.35 Tangki 03 (T-03)..... | 75 |
| 5.36 Tangki 04 (T-04)..... | 75 |
| 5.37 Vaporizer (VP)..... | 76 |
| 5.38 Gudang..... | 77 |
| BAB VI UTILITAS..... | 78 |
| 6.1. Unit Pengadaan Air..... | 78 |
| 6.2. Unit Pengadaan Steam..... | 84 |
| 6.3 Unit Pengadaan Listrik..... | 85 |
| 6.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar..... | 88 |
| 6.5. Spesifikasi Peralatan Utilitas..... | 90 |
| BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA..... | 103 |
| 7.1 Instrumentasi..... | 103 |
| 7.2 Keselamatan kerja..... | 105 |
| 7.3 Fasilitas dan Jaminan Sosial..... | 111 |
| BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI..... | 114 |
| 8.1 Bentuk Perusahaan..... | 114 |

| | |
|--|------------|
| 8.2 Struktur Organisasi..... | 115 |
| 8.3 Tugas dan Tanggung Jawab Organisasi (<i>Job Description</i>)..... | 118 |
| 8.4 Jadwal Kerja Karyawan..... | 124 |
| 8.5 Status Karyawan dan Sistem Penggajian Karyawan..... | 127 |
| 8.6 Klasifikasi Karyawan (Pengelolahan dan Tingkat Pendidikan Karyawan)... | 128 |
| BAB IX TATA LETAK DAN PEMETAAN..... | 130 |
| 9.1 Deskripsi Tata Letak..... | 130 |
| 9.2 Tata Letak Alat Proses..... | 134 |
| BAB X ANALISA EKONOMI..... | 138 |
| 10.1 Total capital investment (TCI)..... | 138 |
| 10.2 Total Production Cost (TPC)..... | 139 |
| 10.3 Analisa Ekonomi..... | 140 |
| BAB XI KESIMPULAN..... | 143 |
| DAFTAR PUSTAKA..... | 145 |

DAFTAR GAMBAR

| | |
|---|-----|
| Gambar 1. 1 Lokasi Pabrik..... | 12 |
| Gambar 2. 1 Struktur Kimia 2-Etil Heksanol..... | 26 |
| Gambar 4. 1 Piping and Instrumentation Diagram..... | 46 |
| Gambar 5.1 Struktur Organisasi Perusahaan..... | 117 |
| Gambar 9. 1 Tata Letak Pabrik..... | 133 |
| Gambar 9. 2 Tata Letak Peralatan Pabrik..... | 144 |
| Gambar 9. 3 Flowsheet Utilitas..... | 145 |
| Gambar 10. 1 Grafik Break Event Point (BEP)..... | 150 |



DAFTAR TABEL

| | |
|--|----|
| Tabel 1. 1 Kebutuhan Dioctyl Phthalate dalam Negeri..... | 3 |
| Tabel 1. 2 Impor Dioctyl Phthalate (DOP) dalam Negeri..... | 4 |
| Tabel 1. 3 Ekspor Dioctyl Phthalate ke Luar Negeri..... | 5 |
| Tabel 1. 4 Daftar Perusahaan yang Memproduksi Bahan Baku DOTP..... | 7 |
| Tabel 1. 5 Daftar Perusahaan yang memproduksi DOTP di Dunia..... | 7 |
| Tabel 1. 6 Data Impor dan Ekspor DOP..... | 9 |
| Tabel 1. 7 Pertumbuhan Ekspor dan Impor DOP..... | 9 |
| Tabel 1. 8 Perbandingan Proses Esterifikasi dan Transesterifikasi..... | 20 |
| Tabel 3. 1 Neraca Massa Mixing Tank - 01..... | 31 |
| Tabel 3. 2 Neraca Massa Mixing Point - 01..... | 32 |
| Tabel 3. 3 Neraca Massa Reaktor..... | 32 |
| Tabel 3. 4 Neraca Massa Mixing Point – 02..... | 33 |
| Tabel 3. 5 Neraca Massa Rotary Drum Vacum Filter..... | 34 |
| Tabel 3. 6 Neraca Massa Rotary Dryer..... | 34 |
| Tabel 3. 7 Neraca Massa Mixing Tank – 02..... | 35 |
| Tabel 3. 8 Neraca Massa Neutralizer Tank..... | 36 |
| Tabel 3. 9 Neraca Massa Decanter..... | 36 |
| Tabel 3. 10 Neraca Massa Vaporizer..... | 37 |
| Tabel 3. 11 Neraca Massa Condensor..... | 37 |
| Tabel 4. 1 Neraca Panas Mixing Tank – 01..... | 38 |
| Tabel 4. 2 Neraca Panas Mixing Point – 01..... | 38 |
| Tabel 4. 3 Neraca Panas Heater – 01..... | 39 |

| | |
|--|----|
| Tabel 4. 4 Neraca Panas Heater – 02..... | 39 |
| Tabel 4. 5 Neraca Reaktor..... | 40 |
| Tabel 4. 6 Neraca Panas Cooler– 01..... | 40 |
| Tabel 4. 7 Neraca Panas Mixing Point– 02..... | 41 |
| Tabel 4. 8 Neraca Panas Rotary Drum Filter..... | 41 |
| Tabel 4. 9 Neraca Panas Heater– 03..... | 42 |
| Tabel 4. 10 Neraca Panas Rotary Dryer..... | 42 |
| Tabel 4. 11 Neraca Panas Mixing Tank– 02..... | 43 |
| Tabel 4. 12 Neraca Panas Neutralizer Tank..... | 43 |
| Tabel 4. 13 Neraca Panas Decanter..... | 44 |
| Tabel 4. 14 Neraca Vaporizer..... | 44 |
| Tabel 4. 15 Neraca Condensor..... | 45 |
| Tabel 4. 16 Neraca Cooler – 02..... | 45 |
| Tabel 6. 1 Total Kebutuhan Bahan Penunjang di Unit Utilitas..... | 78 |
| Tabel 6. 2 Total Kebutuhan Air Pendingin..... | 78 |
| Tabel 6. 3 Kebutuhan Air..... | 84 |
| Tabel 6. 4 Kebutuhan Saturated Steam 200 °C..... | 84 |
| Tabel 6. 5 Total Kebutuhan Steam..... | 85 |
| Tabel 6. 6 Kebutuhan Listrik Peralatan Proses..... | 85 |
| Tabel 6. 7 Kebutuhan Listrik Peralatan Utilitas..... | 86 |
| Tabel 6. 8 Kebutuhan Listrik..... | 88 |
| Tabel 6. 9 Total Kebutuhan Bahan Bakar..... | 90 |

Tabel 8.1 Jam Kerja Karyawan Shift..... 125

Tabel 8.2 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu..... 125



DAFTAR LAMPIRAN

| | |
|------------------|------|
| LAMPIRAN A..... | LA-1 |
| LAMPIRAN B | LB-1 |
| LAMPIRAN C | LC-1 |
| LAMPIRAN D..... | LD-1 |
| LAMPIRAN E | LE-1 |



DAFTAR SIMBOL

| Simbol | Keterangan |
|--------|---|
| A | Area Filtrasi (m ²) |
| A | Area perpindahan panas (ft ²) |
| A | Area alir pipa (in ²) |
| ACC | Accumulator |
| Ap | Area Permukaan pipa (m ²) |
| AT | Asam Tereftalat |
| BA | Bak Air |
| BE | Belt Conveyor |
| BE | Bucket Elevator |
| BEP | Break Even Point |
| BHP | Break Horse Power |
| BHP | Brake Horse Power (HP) |
| BL | Blower |
| C | Clearance antar tube (in) |
| C | Cooler |
| C | Tebal korosi yang diizinkan |
| CD | Condensor |

| | |
|--------------|------------------------------------|
| C_p | Kapasitas panas udara (kJ/kmol) |
| CT | Cooling Tower |
| D | Diameter dalam tube (in) |
| D | Diameter (m, in) |
| d_{eff} | Diameter ujung konis (m, cm) |
| DC | Decanter |
| DC | Direct Cost |
| dd | Diameter droplet (m, in) |
| D_e | Diameter ekivalen (in) |
| D_i | Diameter pengaduk (m) |
| $D_{i\ opt}$ | Diameter optimum pipa (in) |
| DOTP | Diocetyl Terephthalate |
| D_p | Diameter pipa (m^2 , in) |
| ΔP | Beda Tekanan (psi) |
| DPC | Direct Production Cost |
| ΔP_r | Return drop sheel (Psi) |
| ΔP_s | Penurunan tekanan pada shell (Psi) |
| ΔP_t | Penurunan tekanan tube (Psi) |

| | |
|--------------|---|
| ΔP_T | Penurunan tekanan total pada tube (Psi) |
| E | Efisiensi penyambungan, dimensionless |
| F | Faktor friksi (ft^2/in^2) |
| F | Faktor keamanan |
| F | <i>Allowance stress</i> , psi |
| FCI | <i>Fixed Capital Investment</i> |
| FC | <i>Fixed Cost</i> |
| FP | <i>Filter Press</i> |
| G | Gedung |
| G | Laju alir massa (kg/s) |
| g | Percepatan Gravitasi (m/s^2) |
| gc | Percepatan Gravitasi (ft/s^2) |
| GE | General Expenses |
| Gs | Laju alir massa fluida pada shell (lb/jam.ft^2) |
| Gt | Laju alir massa fluida pada tube (lb/jam.ft^2) |
| H | Koefisien perpindahan panas ($\text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$) |
| H | Heater |
| H | Tinggi silo (m, in) |

| | |
|---------------|---|
| H1 | Tinggi pengaduk (m) |
| He | Tinggi head (m) |
| Hfs | Friksi gesekan dalam pipa |
| Hi | Tinggi pengaduk dari dasar tanki (m) |
| h_i, h_{io} | Koefisien perpindahan panas fluida bagian dalam dan luar tube |
| Hr | Tinggi Reaktor (m) |
| Hs | Tinggi silinder (m) |
| HT | Hopper |
| Ht | Tinggi total tangki (m) |
| I | Dispersion band (m) |
| ID | Inside Diameter (m) |
| IDC | <i>Indirect Cost</i> |
| jH | Faktor perpindahan panas |
| K | Konduktivitas termal (Btu/jam.ft ² .oF) |
| K | Konstanta Laju reaksi |
| L | Panjang daun impeller |
| L | Panjang pipa (m, ft) |

| | |
|---------|---|
| Le | Panjang ekuivalen pipa (m, ft) |
| LMTD | Logaritmic Mean Temperature Difference (°F) |
| μ_d | Viskositas fase kontinyu (fase ringan) (cP) |
| μ_c | Viskositas fase terdispersi (fase berat) (cP) |
| MP | Mixing Point |
| MT | Mixing Tank |
| N | Kecepatan putaran (rpm, rps) |
| N | Bilangan Avogadro |
| N | Rasio Pencucian |
| Nt | Jumlah tube |
| NT | Neutralizer Tank |
| Nt | Jumlah pengaduk |
| OD | Outside Diameter (m) |
| P | Pompa |
| P | Tekanan (atm, psi) |
| P | Power (HP) |
| PEC | <i>Purchased Equipment Cost</i> (Peralatan) |
| POC | <i>Plant Over Head Cost</i> |

| | |
|-----|--|
| POT | <i>Pay Out Time</i> |
| PT | Tube pitch (in) |
| Q | Beban panas pada <i>heat exchanger</i> (Btu/jam) |
| Qf | Laju Alir Volumetrik (m^3/jam , m^3/s) |
| R | Reaktor |
| □ | Densitas (kg/m^3) |
| R | Jari-jari (m, in) |
| □ | Densitas fase kontinyue (fase ringan) (kg/m^3) |
| Rd | Dirt factor ($\text{Btu}/\text{jam}.\text{ft}^2.^\circ\text{F}$) |
| RD | Rotary Dryer |
| □ | Densitas fase terdispersi (fase berat) (kg/m^3) |
| ROI | Return of Invesment |
| S | Specific gravity |
| S | Working stress yang diizinkan (psi) |
| SC | Screw Conveyor |
| SP | Selling Price |
| ST | Silo |
| T | Tangki |

| | |
|-------|--|
| T | Temperatur Operasi ($^{\circ}\text{C}$, K) |
| t1 | Temperatur umpan masuk ($^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{F}$) |
| t1,t2 | Temperatur fluida dingin inlet, outlet ($^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{F}$) |
| T1,T2 | Temperatur fluida panas inlet, outlet ($^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{F}$) |
| t2 | Temperatur umpan keluar ($^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{F}$) |
| tc | Temperatur rata-rata fluida dingin ($^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{F}$) |
| Tc | Temperatur rata-rata fluida panas ($^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{F}$) |
| TCI | Total Capital Investment |
| TDC | Total Direct Cost |
| tc | Temperatur rata-rata fluida dingin ($^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{F}$) |
| Tc | Temperatur rata-rata fluida panas ($^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{F}$) |
| TCI | Total Capital Investment |
| TDC | Total Direct Cost |
| TG1 | Temperatur udara masuk ($^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{F}$) |
| TG2 | Temperatur udara keluar ($^{\circ}\text{C}$, $^{\circ}\text{F}$) |
| th | Tebal tanki (m, cm) |
| TP | Tangki Pengendapan |
| TPC | Total Production Cost |

| | |
|-------|--|
| tw | Temperatur wet bulb (°C, °F) |
| Uc,Ud | Clean overall coefficient,design overall coefficient(Btu/jam.ft ²) |
| Ud | Kecepatan pengendapan (m/s) |
| Ud | Overall heat transfer area, lb/ft ² jam |
| VC | Variabel Cost |
| Vh | Volume ellipsoidal head (m ³) |
| VP | Vaporizer |
| Vs | Volume silinder (m ³) |
| Vt | Volume tangki (m ³) |
| W | Laju alir massa (kg/jam) |
| W | Lebar daun impeller |
| W1 | Laju alir massa fluida panas (lb/jam) |
| W2 | Laju alir massa fluida dingin (lb/jam) |
| Wc | Laju alir massa fase kontinyu (fase ringan) (kg/jam) |
| WCI | Working Capital Invesment |
| Wd | Laju alir massa fase terdispersi (fase berat) (kg/jam) |
| Z1 | Kedalaman heavy liquid take off (m) |
| Z2 | Kedalaman zat cair (m) |

| | |
|----------|----------------------|
| Z_3 | Tinggi Permukaan (m) |
| α | angle of repose |
| θ | Sudut silo |
| μ | Viscosity (cP) |
| ρ | Densitas (kg/m) |



SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Siti Nabila Nurcahyani H.

NIM 431 20 062

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi prarancangan pabrik ini yang berjudul **“Pra rancangan Pabrik *Diocetyl Terephthalate* dari Asam Tereftalat dengan Metode Esterifikasi Kapasitas 50.000 Ton/Tahun”** merupakan gagasan, hasil karya sendiri dengan arahan dan pembimbing, dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal dan dikutip dari karya yang diterbitkan penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar Pustaka skripsi prarancangan pabrik ini.

Jika pernyataan saya di atas tersebut tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 20 Oktober 2024



Siti Nabila Nurcahyani H.

431 20 062

SURAT PERNYATAAN

Saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Nur Aulia

NIM 431 20 065

Menyatakan dengan sebenar-benarnya bahwa segala pernyataan dalam skripsi prarancangan pabrik ini yang berjudul “Prarancangan Pabrik *Diocetyl Terephthalate* dari Asam Tereftalat dengan Metode Esterifikasi Kapasitas 50.000 Ton/Tahun” merupakan gagasan, hasil karya sendiri dengan arahan dan pembimbing, dan belum pernah diajukan dalam bentuk apapun pada perguruan tinggi dan instansi manapun.

Semua data dan informasi yang digunakan telah dinyatakan secara jelas dan dapat diperiksa kebenarannya. Sumber informasi yang berasal dan dikutip dari karya yang diterbitkan penulis lain telah disebutkan dalam naskah dan dicantumkan dalam daftar Pustaka skripsi prarancangan pabrik ini.

Jika pernyataan saya di atas tersebut tidak benar, saya siap menanggung resiko yang ditetapkan oleh Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Makassar, 20 Oktober 2024



Nur Aulia

431 20 065

RINGKASAN

Pra Rancangan pabrik *Diocetyl Terephthalate* dari Asam Tereftalat dengan metode Esterifikasi Kapasitas 50.000 ton/tahun menggunakan bahan baku asam tereftalat sebanyak 5.596,4926 kg/jam dan 2-etil heksanol sebanyak 33,3138 kg/jam. Proses yang digunakan dalam pembuatan *Diocetyl Terephthalate* adalah proses esterifikasi. Pabrik *Diocetyl Terephthalate* direncanakan didirikan di Jl. Raya Roomo, Maduran, Kec. Kabupaten Gresik, Jawa Timur, dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah karyawan pabrik sebanyak 177 orang yang beroperasi selama 24 jam perhari dari 330 hari kerja pertahun.

Sarana utilitas atau bahan penunjang yang disediakan oleh unit utilitas yaitu, air 37.134,690 kg/jam, steam 1.419,265 kg/jam, listrik 135,721 kW dan bahan bakar solar 77,079 kg/jam. Hasil dari analisa ekonomi pabrik *Diocetyl Terephthalate* cukup menguntungkan dengan pertimbangan sebagai berikut. Nilai total capital invesment (TCI) US\$ 56.101.066,1668 (Rp 1.040.787.401.186,63), total penjualan US\$ 70.844.662,47 (Rp 1.314.310.710.552,61), total production cost (TPC) US\$ 57.467.179,91 (Rp 1.066.131.553.573,69), cash flow US\$ 13.841.889,33 (Rp 256.79.943), pay out time (POT) 4,04 tahun, break event point (BEP) 57,4%.



BAB 1 PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Indonesia sebagai negara yang sedang mengalami perkembangan aktif melakukan berbagai upaya pembangunan di berbagai sektor, termasuk di dalamnya adalah kemajuan di industri termasuk sektor industri kimia. Pembangunan industri kimia ditujukan untuk memperkuat struktur ekonomi nasional dengan keterkaitan yang kuat dan saling mendukung antar sektor, meningkatkan daya tahan perekonomian nasional, memperluas lapangan kerja dan kesempatan usaha sekaligus mendorong berkembangnya kegiatan berbagai sektor pembangunan lainnya (Ceic Data, 2013).

Meskipun Indonesia memiliki kebutuhan akan produk kimia, namun sebagian besar atau seluruhnya masih harus di impor dari berbagai negara. Salah satu bahan baku industri kimia yang banyak di impor oleh Indonesia adalah bahan baku pemlastis. Pemlastis adalah zat tambahan yang dicampurkan ke dalam polimer untuk meningkatkan elastisitas plastik. Beberapa jenis pemlastis yang umumnya digunakan melibatkan *Diocetyl Phthalate* (DOP), *Diisonyl Phthalate* (DNIP), dan *Diocetyl Terephthalate* (DOTP). Penelitian menunjukkan bahwa penggunaan DOP dan DNIP dianggap berisiko bagi lingkungan karena dapat mengganggu fungsi hormon reproduksi seperti estrogen dan testosteron. Dalam kadar yang cukup tinggi, phthalate bahkan telah dikaitkan dengan gangguan menstruasi, disfungsi ovulasi, dan peningkatan risiko endometriosis (Yulanda, 2020). Berdasarkan paten US 2020/0010399 A1, *Diocetyl Terephthalate* (DOTP) merupakan plasticizer bebas phthalate yang signifikan dan tidak ramah

lingkungan. DOTP dapat diterapkan dalam produksi *Poly Vinyl Chloride* (PVC) dan resin etil selulosa untuk menciptakan berbagai produk seperti film plastic, kulit sintesis, kawat listrik, pembungkus kabel, lembaran plastic, cetakan produk plastic, dan lainnya. Industri Petrokimia di berbagai belahan dunia telah memanfaatkan DOTP sebagai aditif utama.

Diocetyl Terephthalate memiliki bentuk fisik berupa cairan tak berwarna, hampir tanpa aroma, sedikit kental, dan memiliki rumus molekul $C_{24}H_{38}O_4$ dengan berat molekul sekitar 390,564 g/mol. Secara kimia *Diocetyl Terephthalate* dapat larut dalam etanol, aseton, detil ester, dan hidrokarbon aromatic. Meskipun tidak larut dalam air dingin, *Diocetyl Terephthalate* (DOTP) dapat bercampur dengan minyak mineral dan heksana. Kelarutan *Diocetyl Terephthalate* dalam air 0,3 mg/L pada suhu 25°C (SNI, 1987).

Kebutuhan penggunaan pemlastis dalam industri polimer sangat tinggi, menjadikan impor DOTP menjadi esensial di Indonesia. Sehingga data yang digunakan sebagai acuan untuk mengetahui kebutuhan DOTP di Indonesia menggunakan data kebutuhan DOP, karena diharapkan pabrik DOTP yang akan didirikan mampu menggantikan penggunaan DOP yang dianggap berisiko bagi lingkungan dan kesehatan. Upaya mengurangi ketergantungan impor melibatkan pendirian pabrik DOTP di dalam negeri, dengan harapan meningkatkan sektor industri kimia lokal. Ketersediaan bahan baku yang melimpah menjadi pertimbangan utama untuk mendirikan pabrik DOTP di Indonesia, dan karena itu dilakukan perancangan pabrik guna memenuhi kebutuhan dalam negeri akan DOTP.

1.2 Kapasitas Rancangan

1.2.1 Kebutuhan dalam Negeri

1.2.1.1 Produksi *Dioctyl Terephthalat*

Saat ini belum ada pabrik *Dioctyl Terephthalat* yang berdiri di Indonesia. Sedangkan itu, kebutuhan penggunaan pemlastis dalam industri polimer sangat tinggi, data yang digunakan sebagai acuan untuk mengetahui kebutuhan DOTP di Indonesia menggunakan data kebutuhan DOP, yang dianggap berisiko bagi lingkungan dan kesehatan. menjadikan kegiatan impor DOTP menjadi esensial di Indonesia. Permintaan ekspor cenderung meningkat dari dalam dan luar negeri. Namun, karena di Indonesia belum ada pabrik DOTP, data yang digunakan sebagai acuan adalah data kebutuhan, impor, dan ekspor dari bahan sejenis, yaitu DOP.

1.2.1.2 Kebutuhan *Dioctyl Phthalate* (DOP)

Proyeksi kebutuhan penggunaan pemlastis di Indonesia pada tahun 2029 didapatkan berdasarkan data Statistik Industri Manufaktur Bahan Baku Industri seperti yang ditunjukkan pada Tabel 1.1

Tabel 1. 1 Kebutuhan *Dioctyl Phthalate* dalam Negeri

| Tahun | Konsumsi (ton/tahun) |
|-------|----------------------|
| 2019 | 42.474 |
| 2020 | 44.109 |
| 2021 | 45.744 |
| 2022 | 47.379 |
| 2023 | 49.014 |

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

Berdasarkan Badan Pusat Statistik pada tahun 2019 hingga 2023 data kebutuhan *Diocetyl Phthalate* (DOP) di Indonesia menunjukkan peningkatan selama periode tersebut.

1.2.1.3 Impor *Diocetyl Phthalate* (DOP)

Saat ini, belum ada pabrik *Diocetyl Tereftalat* yang berdiri di Indonesia sehingga, data yang digunakan sebagai acuan data impor yaitu bahan jenis pemlastis yang umumnya digunakan melibatkan *Diocetyl Phthalate* (DOP). Berikut data lengkap impor DOP di Indonesia dari tahun 2019 hingga tahun 2023 dapat dilihat pada Tabel 1.2 berdasarkan data dari Badan Pusat Statistik (BPS) 2024.

Tabel 1. 2 Impor *Diocetyl Phthalate* (DOP) dalam Negeri.

| Tahun | Impor (ton/tahun) |
|--------------|--------------------------|
| 2019 | 59.626,466 |
| 2020 | 57.091,311 |
| 2021 | 71.129,417 |
| 2022 | 47.199,358 |
| 2023 | 63.427,573 |

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

Menurut data dari Badan Pusat Statistik, impor DOP di Indonesia mengalami kenaikan dari tahun 2019 hingga 2021. Kenaikan ini dipengaruhi oleh beberapa faktor, termasuk inflasi dan kebutuhan penggunaan DOP. Peningkatan impor dapat terkait dengan naiknya inflasi pada tahun 2021. Selama konsumsi cenderung meningkat, yang mungkin mempengaruhi permintaan impor. Selain itu, terdapat efek "low base" karena kontraksi impor yang signifikan pada periode

yang sama tahun sebelumnya. Hal ini menyebabkan pertumbuhan impor yang signifikan pada tahun berikutnya. Kebijakan pemerintah juga memainkan peran penting dalam impor, di mana perubahan dalam kebutuhan industri dan kebijakan pemerintah dapat mempengaruhi tingkat impor. Seperti, impor bahan baku atau penolong yang digunakan dalam produksi industri dapat meningkat untuk memenuhi permintaan domestik. Selain itu, *refocusing* dan realokasi anggaran pada tahun 2021 untuk penanganan COVID-19 juga dapat mempengaruhi impor dan investasi di Indonesia.

1.2.1.4 Ekspor *Diocetyl Phthalate* (DOP)

Hingga saat ini, belum ada pabrik yang memproduksi *Diocetyl Terephthalat* di Indonesia. Oleh karena itu, data ekspor yang digunakan sebagai referensi adalah untuk bahan jenis pemlastis yang umumnya digunakan, yaitu *Diocetyl Phthalate* (DOP). Data ekspor DOP di Indonesia dari tahun 2019 hingga tahun 2023 dapat ditemukan dalam Tabel 1.3 berdasarkan informasi dari Badan Pusat Statistik (BPS) tahun 2024.

Tabel 1. 3 Ekspor *Diocetyl Phthalate* ke Luar Negeri

| Tahun | Ekspor (ton/tahun) |
|--------------|---------------------------|
| 2019 | 26.027,102 |
| 2020 | 14.361,830 |
| 2021 | 16.503,394 |
| 2022 | 839,2 |
| 2023 | - |

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

Berdasarkan Badan Pusat Statistik penurunan ekspor DOP dari Indonesia ke luar negeri antara tahun 2019 hingga 2023 disebabkan oleh berbagai faktor. Pandemi COVID-19 memainkan peran besar dalam mengganggu rantai pasokan global dan mengurangi permintaan dari negara-negara importir karena penurunan aktivitas industri dan ekonomi. Selain itu, kebijakan perdagangan yang lebih ketat dari negara-negara tujuan ekspor menghambat akses pasar untuk DOP dari Indonesia. Meningkatnya persaingan dari produsen DOP di negara lain yang menawarkan harga lebih kompetitif atau produk berkualitas lebih tinggi juga turut berkontribusi. Regulasi lingkungan di negara-negara importir mengurangi penggunaan DOP, yang sering digunakan sebagai *plasticizer* tetapi memiliki dampak lingkungan negatif. Fluktuasi nilai tukar mata uang mempengaruhi daya saing harga produk ekspor Indonesia di pasar internasional, menambah tantangan bagi eksportir DOP.

1.2.2 Ketersediaan Bahan Baku

Bahan baku merupakan bagian terpenting dari produksi, sehingga diperlukan alternatif produsen bahan baku untuk memproduksi *Diocetyl Terephthalat* karena berhubungan dengan produk yang akan dihasilkan. Bahan baku yang digunakan pada pra-rancangan pabrik pembuatan *Diocetyl Terephthalat* ini adalah $C_8H_6O_4$ dan $C_8H_{18}O$, serta menggunakan H_2SO_4 sebagai katalis.

Tabel 1. 4 Daftar Perusahaan yang Memproduksi Bahan Baku DOTP

| Bahan Baku | Nama Perusahaan | Kapasitas Produksi (Ton/Tahun) |
|--------------------------------|-------------------------|---------------------------------------|
| H ₂ SO ₄ | PT Petrokimia Gresik | 1.170.000 |
| Asam Tereftalat | PT Indorama Petro | 500.000 |
| NaOH | PT Asahimas Chemical | 370.000 |
| Etil Heksanol | PT. Petro Oxo Nusantara | 150.000 |
| Total Kapasitas | | 3.360.000 |

Sumber: Badan Pusat Statistik, 2024

1.2.2.1 Kapasitas Produk Yang Telah Ada

Penentuan kapasitas pabrik *Diocetyl Terephthalat* mengacu pada pabrik yang sudah ada di dunia. Berikut adalah data kapasitas pabrik *Diocetyl Terephthalat* dari tahun 2009 - 2023 yang ada di dunia dapat dilihat pada Tabel 1.5.

Tabel 1. 5 Daftar Perusahaan yang memproduksi DOTP di Dunia

| Nama Perusahaan | Kapasitas Produksi (Ton/Tahun) |
|-------------------------------|---------------------------------------|
| Hanhwa – Korea | 15.000 |
| Aekyung Petrochemical – Korea | 20.000 |
| Ela Chemical – Turki | 40.000 |
| Changcun Plastics – Taiwan | 50.000 |
| Oxea – Eropa | 60.000 |
| OCI Chemical – Korea | 72.000 |
| BASF – Inggris | 100.000 |
| Sibur – Rusia | 100.000 |
| Total Kapasitas | 472.000 |

Sumber : Khofifah, Nurul. (2022).

Berdasarkan Tabel 1.5 menunjukkan bahwa kapasitas minimum dari pabrik *Diocetyl Terephthalate* berada pada 15.000 ton/tahun. Kapasitas pabrik DOTP terbesar mencapai 100.000 ton/tahun. Dapat diketahui bahwa pendirian

pabrik DOTP di Indonesia yang ekonomis pada rentang kapasitas 15.000 – 100.000 ton/tahun.

1.2.2.2 Penentuan Kapasitas Rancang

Perhitungan kapasitas didapat dari data pendukung seperti data pertumbuhan ekspor dan impor suatu produk dengan rumus sebagai berikut:

$$i = \frac{\sum \%P}{\square} \dots\dots\dots(1)$$

$$m = P(1 + i)^n \dots\dots\dots(2)$$

$$m_3 = (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \dots\dots\dots(3)$$

Peter and Timmerhaus, 2003

dimana;

P = Data besarnya kebutuhan pada tahun teakhir

i = Parameter kenaikan kebutuhan produk rata-rata

n = Selisih tahun pendirian pabrik dan tahun data terakhir (2028-2023 = 5)

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_4 + m_5$$

Ket:

m₁ = Nilai impor pada tahun 2028 (m₁=0)

m₂ = Produksi pabrik dalam negeri (m₂=0)

m₃ = Kapasitas pabrik yang akan didirikan

m₄ = Nilai ekspor pada tahun 2028

m₅ = Nilai kebutuhan dalam negeri tahun 2029

Penentuan kapasitas produksi *Diocetyl Terephthalate* (DOTP) ditentukan sesuai dengan kebutuhan dalam negeri tahun 2019-2023. Berikut ini nilai ekspor

dan impor DOP disetiap tahunnya. Maka dapat diperkirakan jumlah kapasitas produksi *Diocetyl Terephthalate* pada tahun 2028 saat pabrik di dirikan, yaitu dengan menggunakan metode *discounted method*. Data ekspor dan impor DOP dapat ditemukan dalam Tabel 1.6 berdasarkan informasi dari Badan Pusat Statistik (BPS) tahun 2024.

Tabel 1. 6 Data Impor dan Ekspor DOP

| Tahun | Jumlah (ton/tahun) | |
|-------|--------------------|-----------|
| | Impor | Ekspor |
| 2019 | 59,626466 | 26,027102 |
| 2020 | 57,091311 | 14,36183 |
| 2021 | 71,129417 | 16,50394 |
| 2022 | 47,199358 | 0,8392 |
| 2023 | 63,427573 | 0 |

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2024

Berdasarkan dari data pada Tabel 1.6 untuk eskpor dan impor produk DOP di Indonesia dapat dihitung pertumbuhan rata-rata pertahunnya pada Tabel 1.7

Tabel 1. 7 Pertumbuhan Ekspor dan Impor DOP

| Tahun | Impor | | Ekspor | |
|------------------|--------------|--------------------|--------------|---------------------|
| | Jumlah (Ton) | Pertumbuhan | Jumlah (Ton) | Pertumbuhan |
| 2019 | 59,626466 | 0 | 26,027102 | 0 |
| 2020 | 57,091311 | -0,04251728 | 14,36183 | -0,448197114 |
| 2021 | 71,129417 | 0,245888661 | 16,50394 | 0,149152998 |
| 2022 | 47,199358 | -0,33642985 | 0,8392 | -0,949151536 |
| 2023 | 63,427573 | 0,343822791 | 0 | |
| Rata-Rata | | 0,052691081 | | -0,416065217 |

Sumber : Badan Pusat Statistik, 2024

Sehingga, kapasitas produksi pabrik dapat dihitung dengan menggunakan rumus berikut:

$$m_1 + m_2 + m_3 = m_4 + m_5$$

1. Perkiraan konsumsi pada tahun 2028

$$\begin{aligned} m_5 &= P (1 + i)^n \\ &= 63.427,573 (1 + 0,052691081)^5 \\ &= 81.994,1393 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

2. Perkiraan ekspor pada tahun 2028

$$\begin{aligned} m_4 &= P (1 + i)^n \\ &= 839,2 (1 - 0,416065217)^5 \\ &= 4.778,391752 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

3. Peluang kapasitas pabrik DOTP pada tahun 2028

$$\begin{aligned} m_3 &= (m_4 + m_5) - (m_1 + m_2) \\ &= (4.778,391752 + 81.994,1393) - (0 + 0) = 86.772,53105 \text{ ton/tahun} \end{aligned}$$

Melihat kebutuhan DOP di Indonesia, kapasitas produksi DOTP, dan ketersediaan bahan baku. Maka ditetapkan kapasitas produksi pabrik DOTP yang akan dirancang pada tahun 2028 diharapkan dapat memenuhi 58% peluang kapasitas produksi DOTP tahun 2028 di Indonesia.

$$\text{Kapasitas rancangan (Ton)} = 86.772,53105 \times 58\%$$

= 50.328,068009 ton/tahun

= 50.000 ton/tahun

Pengambilan kapasitas pabrik sebanyak 58% berdasarkan pertimbangan sebagai berikut:

1. Karena pabrik tergolong baru, maka kapasitas pabrik menyesuaikan kebutuhan pasar 58% terlebih dahulu, namun pabrik juga menyiapkan area perluasan guna meningkatkan kapasitas produksi.
2. Menyesuaikan luas pabrik, karna semakin besar kapasitas pabrik maka luas pabrik juga akan besar.

1.3 Penentuan Lokasi Pabrik

Menentukan lokasi pabrik adalah kunci keberhasilan dalam mendirikan pabrik. Pemilihan lokasi harus mempertimbangkan berbagai faktor teknis dan ekonomis agar biaya produksi dan distribusi bisa diminimalkan, memastikan operasi pabrik berjalan dengan efisien, ekonomis, dan menghasilkan keuntungan. Pemilihan lokasi pada perencanaan suatu pabrik sebaiknya perlu ditinjau terlebih dahulu, karena beberapa faktor mempengaruhinya secara besar terhadap perkembangan pabrik di kemudian hari. Idealnya, lokasi yang dipilih harus memberikan keuntungan jangka panjang dan mendukung perluasan.

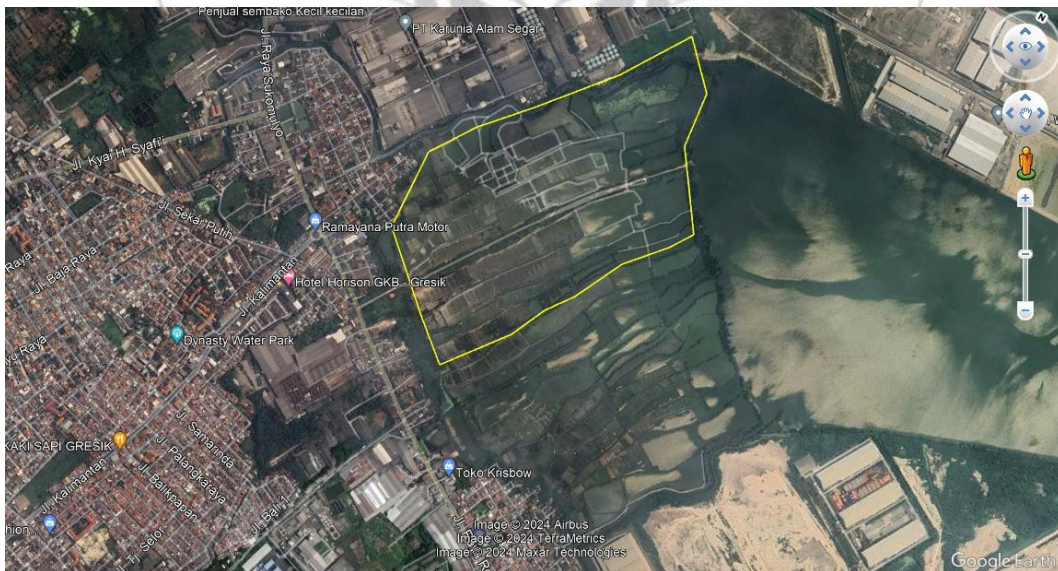
Adapun beberapa faktor yang perlu diperhatikan dalam menentukan lokasi pabrik:

1. Faktor Utama, suatu cara yang biasanya dipakai untuk memilih suatu lokasi, misalnya bahan baku, pemasaran, persediaan bahan bakar, persediaan air, dan cuaca.

2. Faktor Cuaca, dipakai untuk memilih lokasi pabrik didalam kawasan industri misalnya pengangkutan/transportasi, peraturan daerah, tenaga kerja, sosial masyarakat dan lain-lain.

1.3.1 Ketersediaan Bahan Baku

Pemilihan lokasi pabrik diutamakan berdekatan dengan sumber bahan baku yang ketersediaannya mencukupi kapasitas produksi dan tersedia secara kontinyu sehingga proses produksi dapat berjalan dengan baik. Selain itu dapat meminimalisir biaya transportasi sehingga lebih efisien. Pabrik *Diocetyl Terephthalate* (DOTP) ini akan didirikan di Jl. Raya Roomo, Maduran, Kec. Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur, dengan garis lintang $08^{\circ}05.56''S$ dan garis bujur $112^{\circ}37'34.64''$, karena dekat dengan sumber bahan baku.



Gambar 1. 1 Lokasi Pabrik

Pertimbangan pemilihan lokasi pabrik berdasarkan ketersediaan bahan baku adalah sebagai berikut:

1. Asam Tereftalat merupakan salah satu bahan baku utama dalam proses produksi *Diocetyl Terephthalate* yang diperoleh dari PT Indorama Petro Chemical (Cilegon, Jawa Barat) dengan kapasitas 500.000 ton/tahun yang berjarak 693 km dari lokasi pabrik dengan kemurnian 98%.
2. 2-Etil-Heksanol diperoleh dari luar daerah Kawasan Industri Krakatau Steel. 2-Etil-Heksanol diperoleh dari PT Petro Oxo Nusantara (Gresik, Jawa Timur) dengan kapasitas produksi 150.000 ton/tahun yang berjarak beberapa km dari lokasi pabrik dengan kemurnian 98%
3. Asam Sulfat (H_2SO_4) diperoleh dari PT Petrokimia Gresik (Gresik, Jawa Timur) dengan kapasitas 1.170.000 ton/tahun yang berjarak beberapa km dari lokasi pabrik.
4. Natrium Hidroksida (NaOH) yang digunakan sebagai bahan penunjang diperoleh dari PT Asahimas Chemical (Banten, Jawa Barat) dengan kapasitas produksi 370.000 ton/tahun yang berjarak 700 km dari lokasi pabrik.

1.3.2 Daerah Pemasaran

Untuk memudahkan pemasaran produk, lokasi pabrik harus dekat dengan daerah pemasaran atau dekat dengan konsumen. *Diocetyl Terephthalate* (DOTP) merupakan bahan baku industri polimer. Dengan berdirinya pabrik *Diocetyl Terephthalate* (DOTP) di Jl. Raya Roomo, Maduran, Kec. Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur diharapkan mampu memenuhi kebutuhan *Diocetyl Terephthalate* (DOTP) di wilayah Industri yang menggunakan DOTP sebagai bahan aditif tersebar di berbagai wilayah di Indonesia diantaranya di Kawasan

Industri Cilegon, Kawasan Industri Cikarang, dan Kawasan Industri Gresik. Daerah pemasaran produk yang berada di Pulau Jawa memberikan keuntungan karena dapat meminimalkan biaya transportasi dan pemasaran produk. Pemasaran produk dapat dilakukan dengan menggunakan jalur laut dan darat. Karena, dari lokasi pabrik yang akan didirikan berdekatan langsung dengan pelabuhan utama di Indonesia, Tanjung Perak melayani lalu lintas barang ekspor dan impor antara Indonesia dengan negara-negara lain di dunia, serta distribusi barang dalam negeri. Jika produk DOTP ingin dipasarkan luar negeri atau ekspor dapat menggunakan modal transportasi laut melalui pelabuhan yang berada dekat dengan lokasi pabrik.

1.3.3 Utilitas (Air dan Listrik)

Daerah Kawasan Jl. Raya Roomo, Maduran, Kec. Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur merupakan kawasan yang terencana dan terintegrasi dengan tunjangan untuk utilitas dari industri yang ada di dalamnya, sehingga kebutuhan utilitas seperti tenaga listrik, air, dan bahan bakar dapat teratasi. Kawasan ini memiliki pembangkit listrik sendiri yaitu PT. Gresik Power Indonesia menggunakan tenaga gas dan bahan bakar minyak dengan total kapasitas sebesar 2.219 MW. Unit Pembangkitan Listrik ini dikelola oleh PT PLN Nusantara Power, yang menjadi penyuplai terbesar kebutuhan listrik di Jawa Timur. Dengan menggunakan sistem siklus gabungan, efisien, dan fleksibel dengan emisi rendah, sehingga meminimalkan dampak lingkungan dan memberikan kestabilan pada tegangannya. Untuk memenuhi kebutuhan air pabrik, kawasan ini memanfaatkan air sungai yang melimpah demi memenuhi kebutuhan air bersih bagi pabrik-

pabrik dengan menyediakan layanan air bersih. Kawasan ini dapat memenuhi sebesar 3.000 m³ air bersih per harinya. Sirkulasi dan pengolahan air di kawasan industri ini dilakukan melalui 5 kolam penampungan air seluas 30 hektar dengan kapasitas 4.000 m³/jam, sehingga pasokan air bersih terjamin dan aktivitas produksi pabrik dapat berjalan dengan lancar.

1.3.4 Infrastruktur

Di sekitar lokasi pabrik *Diocetyl Terephthalate* (DOTP) di Jl. Raya Roomo, Maduran, Kec. Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur, terdapat beberapa informasi terkait infrastruktur transportasi yang penting. Lokasi pabrik DOTP relatif dekat dengan Tanjung Perak Surabaya, pelabuhan utama di Surabaya yang melayani berbagai rute pelayaran. Jarak antara Gresik dan Tanjung Perak Surabaya dapat ditempuh dalam waktu sekitar 1-2 jam tergantung dari lokasi persisnya di Gresik. Rute tol terdekat dari Gresik ke Cilegon adalah Tol Trans-Jawa (Tol Jakarta-Surabaya), yang memiliki akses terdekat dari Gresik melalui Gerbang Tol Waru-Sidoarjo. Setelah itu, perjalanan dapat dilanjutkan ke arah barat menuju Cilegon. Waktu tempuh dan jarak akan tergantung pada kondisi lalu lintas. Bandara terdekat dengan Gresik adalah Bandara Internasional Juanda di Surabaya. Bandara ini dapat diakses dari Gresik melalui jalan tol dan memiliki waktu tempuh sekitar 1-2 jam tergantung pada kondisi lalu lintas.

Lokasi pabrik DOTP berada di Kabupaten Gresik, yang merupakan bagian dari kawasan industri Gresik. Kawasan industri ini terkenal dengan berbagai jenis industri, termasuk kimia, makanan, dan tekstil. Dengan demikian, lokasi pabrik DOTP memiliki akses yang cukup baik ke infrastruktur transportasi utama seperti

pelabuhan, jalan tol, dan bandara, yang dapat mendukung aktivitas logistik dan distribusi dari pabrik tersebut.

1.3.5 Sumber Daya Manusia (SDM)

Memilih lokasi dengan ketersediaan tenaga kerja yang cukup merupakan hal yang sangat penting. Pabrik yang berada di dekat pusat pendidikan atau daerah dengan tingkat pengangguran tinggi dapat membantu mengurangi pengangguran dan menciptakan lapangan kerja baru. Selain itu, penting juga untuk mempertimbangkan kualifikasi tenaga kerja, mulai dari tingkat pendidikan menengah hingga tinggi, agar pabrik dapat beroperasi dengan efisien. Jawa Timur merupakan salah satu provinsi dengan pertumbuhan ekonomi yang tinggi, dengan populasi mencapai 40 juta jiwa. Pemerintah Jawa Timur telah mengembangkan lembaga pendidikan kejuruan yang berbasis pada kurikulum teknologi, baik di tingkat menengah maupun perguruan tinggi, untuk meningkatkan keterampilan tenaga kerja di wilayah ini, termasuk di Gresik.

1.3.6 Kondisi Geografis

Daerah Kawasan Jl. Raya Roomo, Maduran, Kec. Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur memiliki kondisi geografis yang mendukung untuk dijadikan pabrik. Kawasan ini terletak di dataran rendah yang relatif datar, memudahkan dalam perencanaan dan pembangunan pabrik. Tanah di daerah ini cenderung subur karena dekat dengan sungai-sungai yang memungkinkan irigasi.

Selain itu, aksesibilitas ke daerah ini juga sangat baik. Kawasan tersebut terhubung dengan jalan raya utama yang menghubungkan ke kota-kota besar seperti Surabaya dan Malang. Hal ini akan memudahkan distribusi bahan baku

dan produk jadi dari pabrik. Kondisi iklim tropis basah dengan dua musim, yaitu musim hujan dan musim kemarau, juga perlu dipertimbangkan. Meskipun curah hujan cukup tinggi terutama selama musim hujan, namun kondisi ini dapat dimanfaatkan untuk keperluan produksi, seperti irigasi atau pendinginan mesin-mesin pabrik.

Dengan demikian, kondisi geografis Daerah Kawasan Jl. Raya Roomo, Maduran, Kec. Manyar, Kabupaten Gresik, Jawa Timur sangat mendukung untuk dijadikan praranangan pabrik karena tanah yang subur, aksesibilitas yang baik, dan kondisi iklim yang cukup menguntungkan.

1.4 Tinjauan Pustaka

1.4.1 Proses Pembuatan Produk

Dalam pembuatan *Dioctyl Terephthalate* ada beberapa jenis proses yang dapat digunakan, yaitu:

1.4.1.1 Proses Transesterifikasi

Tahap pertama methanol yang terbentuk sebagai produk samping dipisahkan pada temperatur kontrol uap di bawah titik didih alkohol monohidrat dan menggunakan kolom destilasi atau parsial kondensor hingga konsentrasi metil ester mencapai kurang dari 20-30%. Tahap kedua, temperatur reaksi akan naik hingga 198-220°C setelah ditambahkan umpan alkohol monohidrat segar untuk menghasilkan produk yang mengandung kurang dari 1% berat mono metil ester.

Bahan baku proses transesterifikasi untuk menghasilkan DOTP adalah *dimethyl terephthalat* (DMT) dan 2-etil heksanol. Metode ini merupakan solusi dari metode esterifikasi dimana DMT tidak larut dalam 2-etil heksanol, meskipun

demikian muncul masalah baru yakni adanya residu metil etil heksil tereftalat. Industri yang menggunakan proses ini adalah *Eastman Chemical Company* (Amerika) dan menghasilkan produk samping berupa metanol. Reaksi yang terjadi dengan menggunakan bahan baku DMT dan 2-etil heksanol adalah sebagai berikut:

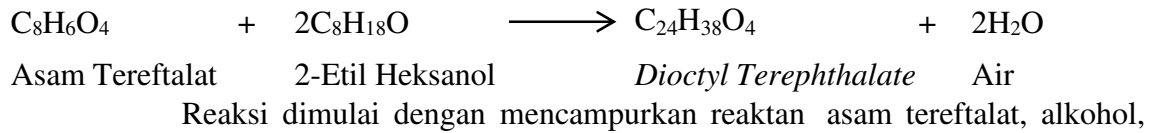


Dimethyl terephthalate dan 2-etil heksanol diumpangkan ke dalam reaktor berpengaduk dengan rasio 1:5 mol dan katalis tetraisopropil titanat sebanyak 0,2 ml dengan temperatur reaksi 198°C - 220°C tekanan atmosfer. Methanol yang terbentuk kemudian didestilasi pada suhu 90°C. Saat laju destilasi alkohol melambat ditambahkan 1,5 mol 2-etilheksanol segar hingga kandungan mono metil ester dalam produk kurang dari 1% berat. Waktu reaksi mencapai 4 jam.

1.4.1.2 Proses Esterifikasi

Proses esterifikasi adalah sebuah metode untuk membuat suatu diester asam terephthalat termasuk mereaksikan asam tereftalat dan C₆-C₁₈ alkil monohidrat alkohol, dengan adanya katalis berbasis titanium atau zirkonium untuk menghasilkan di (C₆-C₁₈ alkil) terephthalat. Paten US 2015/0307435 A1 menggunakan asam sulfat sebagai katalis. *Dioctyl terephthalate* (DOTP) yang dihasilkan melalui proses esterifikasi umumnya menggunakan bahan baku 2-etil heksanol sebagai C₆-C₁₈ alkil monohidrat alkohol. Proses ini banyak digunakan di Korea dan memiliki nilai konversi yang tinggi mencapai 90% atau lebih. Reaksi

yang terjadi dengan menggunakan bahan baku asam tereftalat dan 2-etil heksanol adalah sebagai berikut:



dan katalis H_2SO_4 . Berdasarkan paten US 2015/0307435 A1 reaksi dapat dilakukan pada suhu 150-270°C tekanan 0,1-10 bar dan waktu reaksi bervariasi.

Alkohol diumpangkan secara berlebih ke dalam reaktor dan air yang terbentuk dikeluarkan dari reaktor untuk meningkatkan konversi asam tereftalat menjadi DOTP. Beberapa penelitian menggunakan gas nitrogen yang diinjeksikan ke dalam reaktor untuk menguapkan air yang terbentuk. Paten WO 2014/185872 A1 menjelaskan desain reaktor untuk memproduksi DOTP tanpa menggunakan gas nitrogen dengan cara reaktor dihubungkan langsung dengan menara pendingin sehingga semua air yang terbentuk dan alkohol yang tidak bereaksi akan keluar dari reaktor.

Campuran produk dapat berupa di (C_6 - C_{18} alkil monohidrat alkohol) tereftalat, DOTP, residu C_6 - C_{18} alkohol, air, asam tereftalat tak bereaksi. Setelah proses reaksi selanjutnya adalah proses purifikasi DOTP dari campuran produk. Purifikasi DOTP dapat mencakup serangkaian proses yakni distilasi, netralisasi asam, dan filtrasi. Distilasi dilakukan untuk memisahkan alkohol yang tidak bereaksi dalam kemurnian tinggi, misalnya 98%, atau lebih besar. Katalis asam dalam campuran produk dapat dinetralkan. Pemisahan produk reaksi dapat dilakukan sebelum menetralkan katalis asam atau sebaliknya. Katalis dapat dinetralkan dengan mendinginkan campuran produk pada suhu kurang dari

100°C, kemudian menambahkan larutan alkali setara dengan jumlah asam yang ada dalam campuran reaksi. Basa yang cocok untuk digunakan misalnya garam logam alkali, khususnya garam natrium seperti natrium karbonat, dan hidroksida logam alkali seperti natrium hidroksida. Penyaringan bertujuan untuk memisahkan asam tereftalat yang tidak bereaksi dan garam yang terbentuk dengan campuran produk. Purifikasi DOTP selanjutnya dengan mengkontakkan filtrat dengan zat penghilang warna seperti arang aktif, dan menyaring filtrat yang diolah, misalnya menggunakan bantuan filter, untuk memberikan DOTP dengan spesifikasi yang sesuai.

1.4.2 Pemilihan Proses

Berdasarkan pada dua proses pembuatan DOTP

Tabel 1. 8 Perbandingan Proses Esterifikasi dan Transesterifikasi

| No | Komponen | Esterifikasi | Transesterifikasi |
|----|-------------------------|--|---|
| 1. | Bahan Baku | $C_8H_6O_4$ (asam tereftalat) dan $C_8H_{18}O$ (2-etil heksanol) | $C_6H_4(CO_2CH_3)_2$ (dimetil tereftalat dan $C_8H_{18}O$ (2 etil heksanol) |
| 2. | Kondisi Operasi | T=150-270°C P= 1 atm | T=198-220 °C P= 1 atm |
| 3. | Katalis | H_2SO_4 , TiO_2 | $C_{12}H_{28}O_4Ti$ |
| 4. | Produk Samping | Air | Methanol |
| 5. | Residu | - | Metil Etil Heksil Tereftalat |
| 6. | Ketersediaan Bahan Baku | Bahan baku tersedia di Indonesia | Bahan baku DMT tidak tersedia di Indonesia |
| 7. | Waktu Reaksi | 6 Jam | 4 Jam |
| 8. | Rasio Bahan Baku | 1:2,0057 mol | 1:5 mol |
| 9. | Konversi | 98-99% | 94% |

Sumber : Khofifah, Nurul (2022).

Berdasarkan pada dua proses pembuatan DOTP, maka dalam perancangan ini proses yang digunakan adalah proses esterifikasi. Dapat dilihat dari tinjauan bahan baku seperti asam tereftalat dan 2-etil heksanol yang telah tersedia di Indonesia dan tidak perlu dilakukan proses impor, rasio perbandingan bahan baku yang digunakan pada proses esterifikasi lebih rendah dibandingkan dengan proses transesterifikasi. Penggunaan katalis asam sulfat pada proses esterifikasi lebih menguntungkan karena untuk menghasilkan produk DOTP dari bahan baku asam tereftalat yang telah dicairkan dengan 2-etil heksanol dapat berlangsung menjadi satu aliran proses di dalam reaktor, dan pada proses esterifikasi tidak menghasilkan residu pada proses pembuatan DOTP dibandingkan dengan proses transesterifikasi yang menghasilkan residu metil etil heksil tereftalat.

Proses esterifikasi berlangsung secara eksotermal pada temperatur 150°C, tekanan 1 atm, konversi sebesar 98 - 99% dan waktu reaksi yang terjadi adalah selama 6 jam dengan fase cair. Katalis yang digunakan pada proses esterifikasi DOTP adalah H₂SO₄, karena jika menggunakan katalis titanium maka suhu reaksi akan sangat tinggi yaitu 210°C dan katalis dimasukkan atau dicampurkan pada suhu 170°C (US 2020/0010399 A1) dan untuk menghilangkan air reaksi dari campuran reaksi dengan melakukan *stripping* menggunakan gas inert (US 2015/0307435 A1).

BAB II DESKRIPSI PROSES

2.1 Spesifikasi Bahan Baku dan Produk

2.1.1 Spesifikasi Produk

1.) *Diocetyl Terephthalate*

Diocetyl terephthalate (DOTP) memiliki formula kimia yaitu ($C_{24}H_{38}O_4$). DOTP adalah cairan tidak berwarna, hampir tidak berbau, sedikit kental yang digunakan untuk membuat resin lebih fleksibel dan lebih mudah diproses sebagai plastik. DOTP adalah bahan kimia organik sintetis dan bagian dari kelompok produk kimia, yang dikenal sebagai bahan pemlastis. *Diethylhexyl terephthalate* juga disebut *diocetyl terephthalate* (DOTP) adalah pemlastis yang tidak beracun untuk wadah makanan dan memiliki kompatibilitas yang baik dengan bahan polimer seperti polivinil klorida (PVC), volatilitas rendah, dan sifat listrik yang sangat baik. *Diocetyl terephthalate* yang merupakan diester dari asam tereftalat dengan cabang rantai dari 2-ethyl heksanol. Karena aman bagi lingkungan, maka produk ini dapat dijadikan pengganti yang sangat baik untuk *Diocetyl Phthalate*. Adapun sifat fisika dan kimia dari *Diocetyl Terephthalate* ialah:

Sifat –sifat Fisika

| | |
|-------------------|--|
| Warna | : Tidak Berwarna |
| Wujud | : Cairan Viskous pada 25°C dan 1,013 bar |
| Titik leleh | : -50°C (223,15 K) |
| Titik didih | : 384°C (657,15 K) |
| Temperatur kritis | : 532,85 °C (806 K) |

Tekanan kritis : 11,64569 atm (11,8 Bar)

Densitas : 0,98

Sifat-sifat Kimia

Rumus molekul : $C_3H_38O_4$

Berat molekul : 90,563 kg/kmol

FIBCO. 2016

2.) Air

Sifat –sifat Fisika

Wujud : Cairan pada 25°C dan 1,013 bar

Warna : Tidak Berwarna

Titik leleh : 0°C (273,15 K)

Titik didih : 100°C (373,15 K)

Temperatur kritis : 373,98 °C (647,13 K)

Tekanan kritis : 226,54824 atm (11,8 Bar)

Densitas : 0,322

Sifat-sifat Kimia

Rumus molekul : H_2O

Berat molekul : 18,015 kg/kmol

Yaws, C, L. 1999

3) Natrium Sulfat

Sifat-sifat Fisika

Wujud : Padatan kristal pada 25°C dan 1,013 bar

| | |
|-------------------------------|------------------------|
| Warna | : Putih |
| Titik leleh | : 888°C (1153,15 K) |
| Titik didih | : 1.700°C (1.973,15 K) |
| Densitas (g/cm ³) | : 2,68 |

Sifat-sifat Kimia

| | |
|---------------|-----------------------------------|
| Rumus molekul | : Na ₂ SO ₄ |
| Berat molekul | : 142,04 kg/kmol |

Yaws, C, L. 1999

2.1.2 Spesifikasi Bahan Baku 1

1) Asam Tereftalat

Asam tereftalat (*Terephthalic Acid*) adalah senyawa organik yang dikenal juga dengan nama 1,4 *benzene dicarboxylic acid*, senyawa ini mempunyai rumus kimia C₆H₄(COOH)₂ merupakan salah satu senyawa petrokimia yang berbentuk kristal atau tepung dan berwarna putih yang digunakan sebagai bahan baku industri serat sintetis. Asam tereftalat merupakan salah satu produk antara yang banyak dibutuhkan oleh industri lain, diantaranya berguna untuk bahan pembuat plastik, film, dan serat polyester lainnya. Adapun sifat fisika dan kimia dari Asam Tereftalat ialah:

Sifat-sifat Fisika

| | |
|-------------|---------------------------------|
| Wujud | : Padat pada 25°C dan 1,013 bar |
| Warna | : Putih |
| Titik leleh | : 427°C (700,15 K) |
| Titik didih | : 558,85°C (832 K) |

Temperatur kritis : 859,85 °C (1133 K)

Tekanan kritis : 38,98347 atm (39,5 Bar)

Densitas : 1,52

Sifat-sifat Kimia

Rumus molekul : C₈H₁₆O₄/ C₆H₄ (COOH₄)

Berat molekul : 166,133 kg/kmol

Yaws, C, L. 1999

2) 2-Etil Heksanol

2-etil heksanol (2-EH) atau 2-etil heksil alkohol atau oktil alkohol dengan rumus kimia CH₃(CH₂)³CH(C₂H₅)CH₂OH) merupakan senyawa organik golongan alkohol. Pada suhu kamar berupa suatu cairan tak berwarna, larut dalam semua senyawa organik dan sedikit larut di dalam air. Senyawa ini tingkat toksisitasnya rendah, tapi mudah terbakar.

2-etil heksanol memiliki kegunaan antara lain sebagai bahan baku dalam pembuatan dioctyl terephthalate (DOTP) yang berguna untuk pembuatan bahan pemlastis untuk PVC, sebagai bahan baku dioctyl adipate, 2-etilheksil fosfat sebagai aditif untuk minyak pelumas dan lain-lain. 2-etil heksanol juga digunakan sebagai pelarut dan extracting agent. Adapun sifat fisika dan kimia dari 2-etil heksanol ialah:

Sifat-sifat Fisika

Wujud : Padat pada 25°C dan 1,013 bar

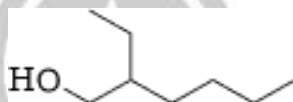
Warna : Tidak Berwarna

Titik leleh : -70°C (203,15 K)
Titik didih : 184,60°C (457,75 K)
Temperatur kritis : 367,09 °C (640,24 K)
Tekanan kritis : 26,94301 atm (27,3 Bar)
Densitas : 0,823

Sifat-sifat Kimia

Rumus molekul : C₈H₁₈O
Berat molekul : 130,23 kg/kmol

Yaws, C, L. 1999



Gambar 2. 1 Struktur Kimia 2-Etil Heksanol

2.1.3 Spesifikasi Bahan Baku

a) Asam Sulfat

Sifat-sifat Fisika

Wujud : Cair pada 25°C dan 1,013 bar
Warna : Tidak Berwarna
Titik leleh : 10°C (283 K)
Titik didih : 337°C (610 K)
Densitas : 0,823

Kemurnian : 98%

Sifat-sifat Kimia

Rumus molekul : H_2SO_4

Berat molekul : 0,098 kg/kmol

b) Natrium Hidroksida

Sifat-sifat Fisika

Wujud : Padat 25°C dan 1,013 bar

Warna : Tidak berwarna

Titik leleh : 318°C (591,15 K)

Titik didih : 1.390°C (1.663,15 K)

Densitas (g/cm^3) : 1,09

Sifat-sifat Kimia

Rumus molekul : NaOH

Berat molekul : 39,99 kg/kmol

Yaws, C, L. 1999

2.2 Langkah Proses

2.2.1 Tahap Persiapan Bahan Baku

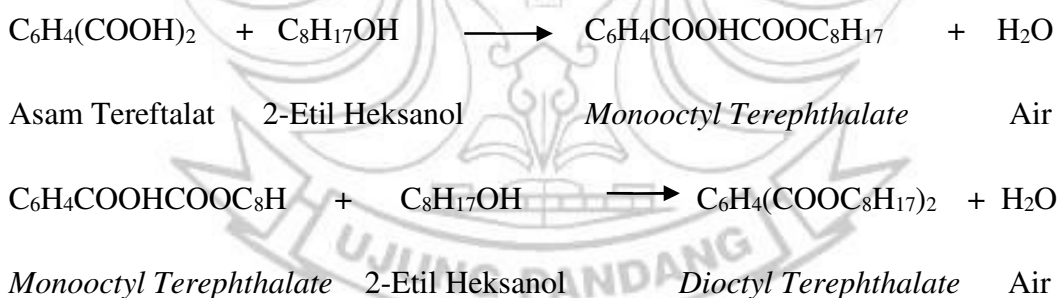
Bahan baku 2-Etil Heksanol dari tangki penyimpanan dialirkan menuju *mixing tank* dan *heater*. Asam Tereftalat yang berbentuk padat dari *hopper tank* dipindahkan menggunakan *screw conveyor* dan *bucket elevator* menuju *mixing tank*. Asam Tereftalat dan 2-Etil Heksanol dicampurkan dengan rasio massa 1:1

untuk mencegah penggumpalan Asam Tereftalat, dan meningkatkan kelarutan Asam Tereftalat sebelum masuk reaktor.

Paten US2018/0362440 A1 menjelaskan dengan adanya pencampuran ini maka dapat meningkatkan efisiensi reaksi dan menurunkan waktu reaksi hingga 37,5% dan luas permukaan Asam Tereftalat di dalam *slurry* meningkat hingga 5-11%. *Slurry* Asam Tereftalat kemudian dipanaskan di *heater* pada suhu 150°C. Campuran 2-Etil Heksanol dan katalis H₂SO₄ sebanyak 1% berat Asam Tereftalat (US 2015/0307435 A1) dipanaskan di *heater* hingga 150°C.

2.2.2 Tahap Reaksi

Reaksi kimia pembentukan DOTP disesuaikan dengan paten US 2015/0307435 A1 dengan perbandingan Asam Tereftalat : 2-Etil Heksanol yaitu 1:2,0057 mol dengan kondisi operasi suhu 150 °C dan tekanan 1 atm menggunakan katalis H₂SO₄. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



Kedua reaksi berjalan secara berurutan. Reaksi tahap pertama berlangsung sangat lambat dalam suasana heterogen. Reaksi tahap kedua berlangsung dengan sangat cepat jika dibandingkan dengan reaksi tahap pertama, karena reaksi ini berlangsung dalam suasana homogen menghasilkan *Dioctyl Terephthalate* (DOTP) sehingga reaksi pertama merupakan reaksi pembatas

(Dazhuang, 2006). Keluaran pada bagian atas reaktor merupakan campuran *excess* 2-Etil Heksanol dan air yang terbentuk selama reaksi berlangsung. Keluaran bawah reaktor adalah Asam Tereftalat, DOTP dan sisa katalis H_2SO_4 yang tidak bereaksi.

2.3.3 Tahap Separasi

Hasil pada bagian atas reaktor yang berupa uap yakni campuran 2-Etil Heksanol dan air langsung dikondensasikan di *condenser*. Campuran cairan 2-Etil Heksanol dan air keluaran *condenser* dialirkan ke *decanter* untuk dipisahkan berdasarkan densitas dan kelarutan. Air akan di alirkan ke IPAL, sementara 2-Etil Heksanol akan dipanaskan kembali di *heater* sampai suhu $150^{\circ}C$ dan di alirkan kembali ke reaktor.

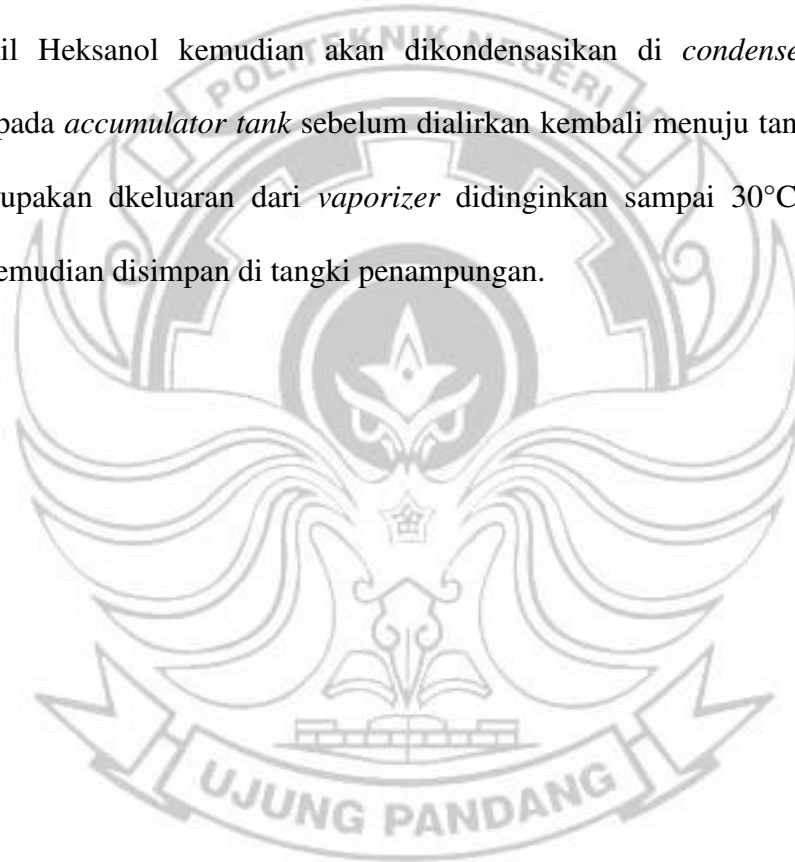
Hasil pada bagian bawah reaktor yang berupa campuran Asam Tereftalat padat, DOTP, katalis H_2SO_4 , air dan 2-Etil Heksanol didinginkan sampai $30^{\circ}C$ di *cooler* untuk kemudian disaring di *rotary drum filter* untuk memisahkan asam terftalat yang tidak bereaksi. Cake Asam Tereftalat keluaran *rotary drum vacuum filter* masih mengandung air sehingga dialirkan dengan *belt conveyor* ke *rotary dryer* untuk dikeringkan menggunakan udara pemanas dari *heater* dengan suhu mencapai $150^{\circ}C$. Asam Tereftalat kemudian dipindahkan dengan *bucket elevator* untuk disimpan di dalam *silo tank*.

Air yang dari utilitas dan NaOH 48% dari tangki diumpankan ke mixing tank sehingga diencerkan menjadi NaOH 10% untuk diumpankan ke *neutralizer tank* bersamaan dengan penambahan air untuk menetralkan katalis H_2SO_4 . Garam Na_2SO_4 yang terbentuk larut di dalam air pencuci dipompa menuju *decanter*

untuk dipisahkan. Pada aliran bawah *decanter* yang mengandung Na_2SO_4 dialirkan menuju IPAL.

2.3.4 Tahap Purifikasi

Pada tahap purifikasi, hasil yang berasal dari *decanter* yang mengandung produk DOTP dan sedikit 2-Etil Heksanol diumpankan ke *vaporizer* untuk menguapkan 2-Etil Heksanol sehingga kemurnian produk DOTP akan meningkat. Uap 2-Etil Heksanol kemudian akan dikondensasikan di *condenser* dan di tampung pada *accumulator tank* sebelum dialirkan kembali menuju tangki DOTP yang merupakan dkeluaran dari *vaporizer* didinginkan sampai 30°C di dalam *cooler*, kemudian disimpan di tangki penampungan.



BAB III NERACA MASSA

Kapasitas Produksi = 50.000 Ton/Tahun

$$\text{Laju Produksi} = \frac{50.000 \text{ ton}}{\text{Tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{\text{Ton}} \times \frac{1 \text{ Tahun}}{330 \text{ Hari}} \times \frac{1 \text{ Hari}}{24 \text{ Jam}}$$

$$= 6313,131 \text{ kg/jam}$$

Operasi Pabrik = 330 Hari/Tahun

$$\text{Faktor Pengali} = \frac{6313,1313 \text{ kg/jam}}{2232,662 \text{ kg/jam}} = 2,718$$

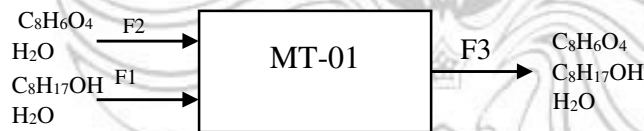
Basis Perhitungan = 1 Jam Operasi

Bahan Baku = Asam Tereftalat dan 2-Etil-Heksanol

Produk = *Diocetyl Terephthalate* (DOTP)

3.1 Neraca Massa

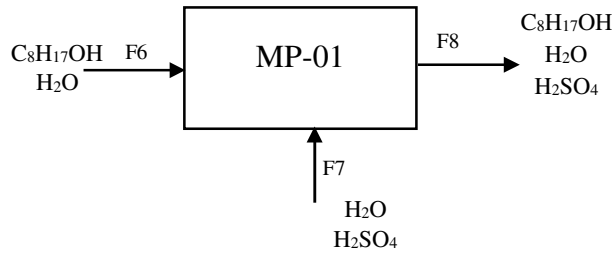
3.1.1 Neraca Massa Mixing Tank - 01



Tabel 3. 1 Neraca Massa Mixing Tank - 01

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | | Keluar (Kg/Jam) |
|------------------|-----------------|----------|-----------------|
| | Aliran 2 | Aliran 1 | Aliran 3 |
| AT | 2.715,33 | 0 | 2.715,33 |
| 2-EH | 0 | 2.690,87 | 2.690,87 |
| H ₂ O | 2,71 | 27,18 | 29,89 |
| Subtotal | 2.718,05 | 2.718,05 | 5.436,11 |
| Total | 5.436,11 | | 5.436,11 |

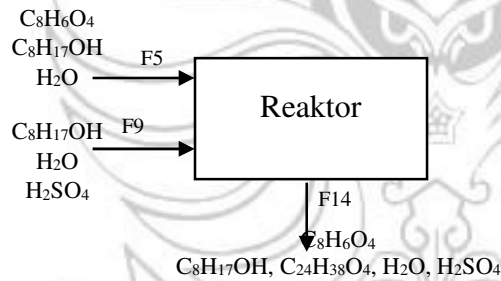
3.1.2 Neraca Massa Mixing Point – 01



Tabel 3. 2 Neraca Massa Mixing Point - 01

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | | Keluar (Kg/Jam) |
|--------------------------------|----------------|----------|-----------------|
| | Aliran 6 | Aliran 7 | Aliran 8 |
| 2-EH | 1.538,55 | 0 | 1.538,55 |
| H ₂ O | 15,82 | 0,01 | 15,83 |
| H ₂ SO ₄ | 0 | 27,15 | 26,61 |
| Subtotal | 1.554,37 | 27,16 | 1.580,98 |
| Total | 1.582 | | 1.582 |

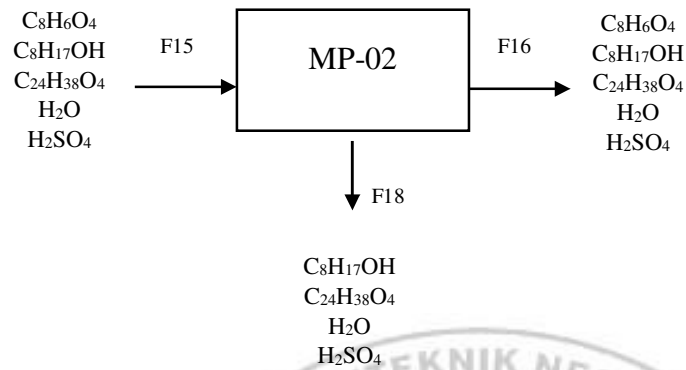
3.1.3 Neraca Massa Reaktor



Tabel 3. 3 Neraca Massa Reaktor

| Komponen – | Masuk (Kg/Jam) | | Keluar (Kg/Jam) |
|--------------------------------|----------------|----------|-----------------|
| | Aliran 5 | Aliran 9 | Aliran 14 |
| AT | 2.715,3 | 0 | 54,3 |
| 2-EH | 2.718,5 | 1.538,5 | 57,5 |
| DOTP | 0 | 0 | 6.255,8 |
| H ₂ O | 29,9 | 15,8 | 622,8 |
| H ₂ SO ₄ | 0 | 26,6 | 26,6 |
| Subtotal | 5436,1 | 1581,0 | 7.017,1 |
| Total | 7.017,1 | | 7.017,1 |

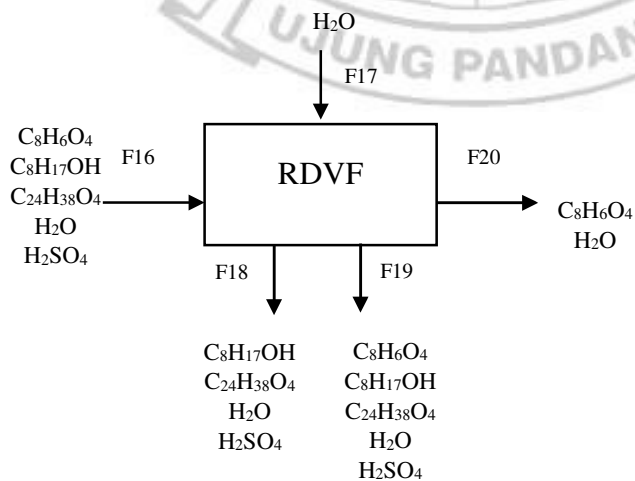
3.1.4 Neraca Massa Mixing Point – 02



Tabel 3. 4 Neraca Massa Mixing Point – 02

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) |
|--------------------------------|-----------------|-----------|-----------------|
| | Aliran 15 | Aliran 18 | Aliran 16 |
| AT | 54,30 | 0 | 54,30 |
| 2-EH | 57,50 | 0,54 | 58,05 |
| DOTP | 6.255,78 | 63,05 | 6.318,84 |
| H ₂ O | 622,8 | 126,38 | 749,21 |
| H ₂ SO ₄ | 26,49 | 0,27 | 26,77 |
| Subtotal | 7.016,93 | 190,26 | 7.207,19 |
| Total | 7.207,19 | | 7.207,19 |

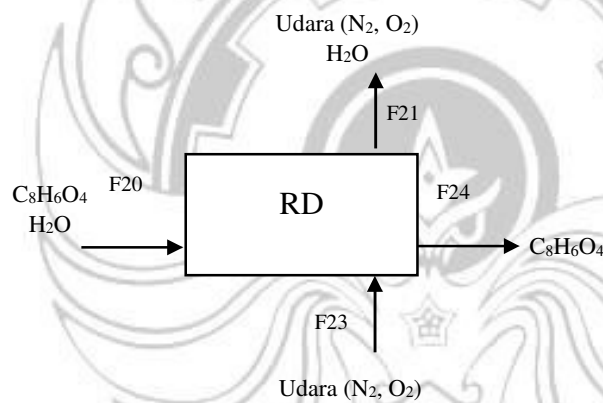
3.1.5 Neraca Massa Rotary Drum Vacum Filter



Tabel 3. 5 Neraca Massa Rotary Drum Vacum Filter

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) | | |
|--------------------------------|-----------------|-----------|-----------------|-----------------|-----------|
| | Aliran 16 | Aliran 17 | Aliran 19 | Aliran 20 | Aliran 18 |
| AT | 54,30 | 0 | 0,54 | 53,76 | 0 |
| 2-EH | 58,05 | 0 | 57,47 | 0 | 0,6 |
| DOTP | 6.318,84 | 0 | 6.255,66 | 0 | 63,2 |
| H ₂ O | 749,21 | 143,05 | 741,72 | 8,58 | 142 |
| H ₂ SO ₄ | 26,77 | 0 | 26,50 | 0 | 0,3 |
| Subtotal | 7.207,19 | 143,05 | 7.081,90 | 62,34 | 206,00 |
| Total | 7.350,25 | | | 7.350,25 | |

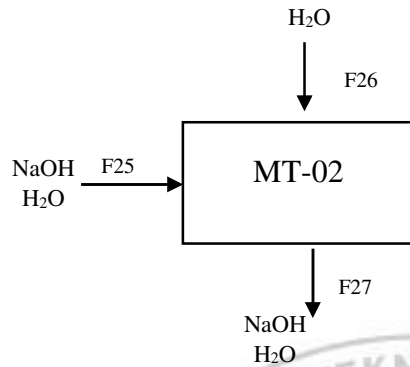
3.1.6 Neraca Massa Rotary Dryer



Tabel 3. 6 Neraca Massa Rotary Dryer

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | | Keluar (Kg/Jam) | |
|------------------|----------------|-----------|-----------------|-----------|
| | Aliran 20 | Aliran 23 | Aliran 21 | Aliran 24 |
| AT | 53,763 | 0 | 0 | 53,76 |
| H ₂ O | 8,583 | 0 | 8,58 | 0 |
| N ₂ | 0 | 49,90 | 49,90 | 0 |
| O ₂ | 0 | 13,26 | 13,26 | 0 |
| Subtotal | 62,346 | 63,16 | 71,75 | 53,76 |
| Total | 125,51 | | 125,51 | |

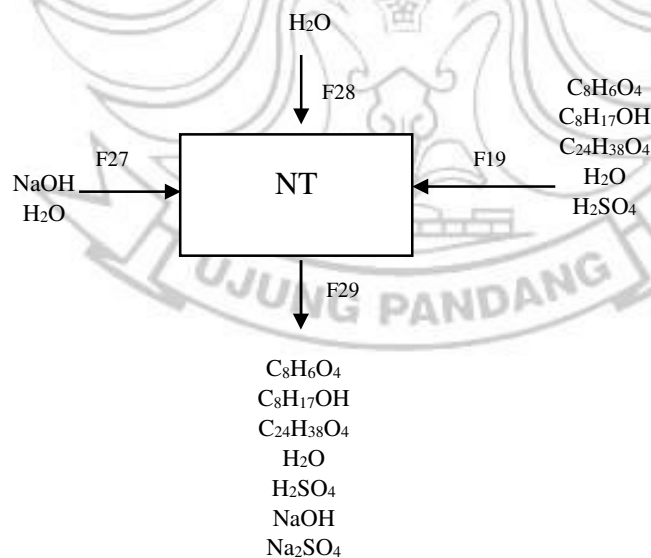
3.1.7 Neraca Massa Mixing Tank – 02



Tabel 3. 7 Neraca Massa Mixing Tank – 02

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | | Keluar (Kg/Jam) |
|------------------|----------------|-----------|-----------------|
| | Aliran 25 | Aliran 26 | Aliran 27 |
| NaOH | 0,01 | 0 | 0,01 |
| H ₂ O | 0,01 | 0,11 | 0,13 |
| Subtotal | 0,02 | 0,11 | 0,14 |
| Total | 0,14 | | 0,14 |

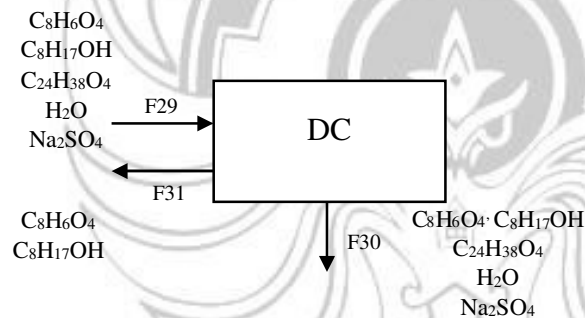
3.1.8 Neraca Massa Neutralizer Tank



Tabel 3. 8 Neraca Massa Neutralizer Tank

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | | | Keluar (Kg/Jam) |
|---------------------------------|----------------|-----------------|-----------|-----------------|
| | Aliran 19 | Aliran 27 | Aliran 28 | Aliran 29 |
| AT | 0,54 | 0 | 0 | 0,54 |
| 2-EH | 57,47 | 0 | 0 | 57,47 |
| DOTP | 6.255,66 | 0 | 0 | 6255,66 |
| H ₂ O | 741,72 | 0,13 | 0,29 | 751,69 |
| H ₂ SO ₄ | 26,50 | 0 | 0 | 0,53 |
| NaOH | 0 | 21,61 | 0 | 0,43 |
| Na ₂ SO ₄ | 0 | 0 | 0 | 37,61 |
| Subtotal | 7.081,90 | 21,74 | 0,29 | 7.103,94 |
| Total | | 7.103,94 | | 7.103,94 |

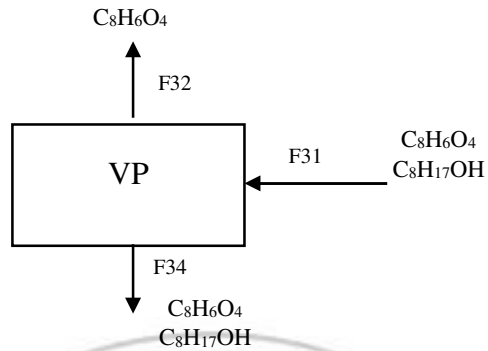
3.1.9 Neraca Massa Decanter



Tabel 3. 9 Neraca Massa Decanter

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) | |
|---------------------------------|-----------------|-----------------|-----------|
| | Aliran 29 | Aliran 30 | Aliran 31 |
| AT | 0,54 | 0,54 | 0 |
| 2-EH | 57,47 | 0 | 57,47 |
| DOTP | 6.255,66 | 0 | 6.255,66 |
| H ₂ O | 751,69 | 751,69 | 0 |
| Na ₂ SO ₄ | 37,61 | 37,61 | 0 |
| Subtotal | 7.102,98 | 789,85 | 6.313,13 |
| Total | 7.102,98 | 7.102,98 | |

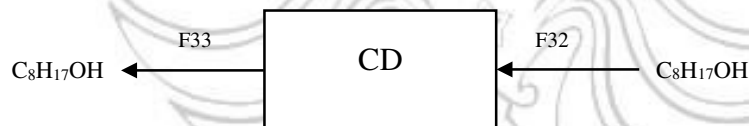
3.1.10 Neraca Massa Vaporizer



Tabel 3. 10 Neraca Massa Vaporizer

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | Keluar (Kg/Jam) | |
|--------------|------------------|-----------------|-----------|
| | Aliran 31 | Aliran 34 | Aliran 32 |
| 2-EH | 57,47 | 51,72 | 5,74 |
| DOTP | 6.255,66 | 0 | 6.255,66 |
| Subtotal | 6.313,13 | 51,72 | 6.261,40 |
| Total | 6.313,131 | 6.313,13 | |

3.1.11 Neraca Massa Condensor



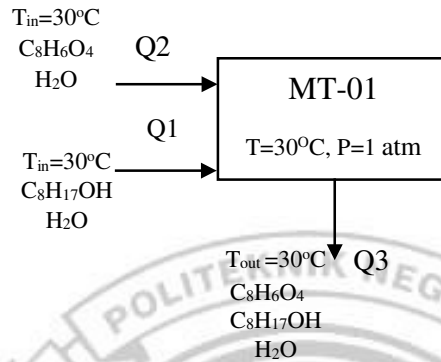
Tabel 3. 11 Neraca Massa Condensor

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) |
|------------------|----------------|-----------------|
| | Aliran 32 | Aliran 33 |
| AT | 0 | 0 |
| 2-EH | 5,74 | 5,74 |
| DOTP | 0 | 0 |
| H ₂ O | 0 | 0 |
| Total | 5,74 | 5,74 |

BAB IV NERACA PANAS

4.1 Neraca Panas

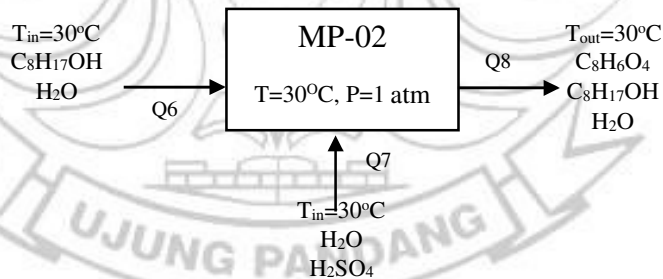
4.1.1 Neraca Panas Mixing Tank-01 (MT-01)



Tabel 4. 1 Neraca Panas Mixing Tank – 01

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q1 | 30.699,77 | 0 |
| Q2 | 13.509,61 | 0 |
| Q3 | 0 | 44.209,38 |
| Total | 44.209,38 | 44.209,38 |

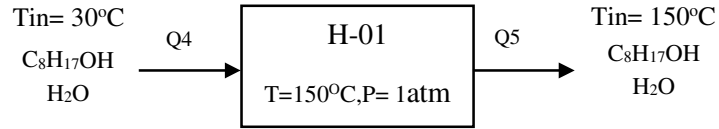
4.1.2 Neraca Panas Mixing Point -01 (MP-01)



Tabel 4. 2 Neraca Panas Mixing Point – 01

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q6 | 17.558,857 | 0 |
| Q7 | 194,374 | 0 |
| Q8 | 0 | 17.753,232 |
| Total | 17.753,232 | 17.753,232 |

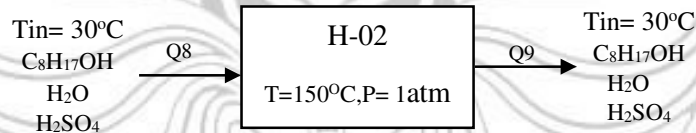
4.1.3 Neraca Panas Heater – 01



Tabel 4. 3 Neraca Panas Heater – 01

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q4 | 44.518,79 | 0 |
| Q5 | 0 | 1.235.351,57 |
| Qsteam | 1.714.467,47 | 523.634,69 |
| Total | 1.758.986,27 | 1.758.986,27 |

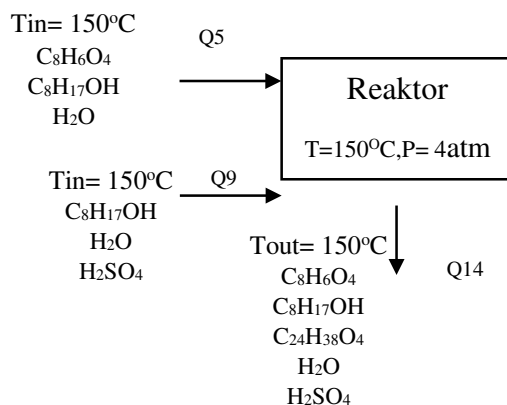
4.1.4 Neraca Panas Heater – 02



Tabel 4. 4 Neraca Panas Heater – 02

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q8 | 17.749,34 | 0 |
| Q9 | 0 | 469.255,69 |
| Qsteam | 650.043,36 | 198.537,02 |
| Total | 667.792,71 | 667.792,71 |

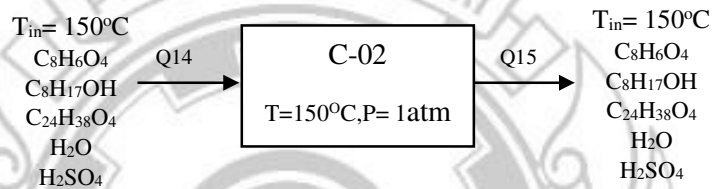
4.1.5 Neraca Panas Reaktor



Tabel 4. 5 Neraca Reaktor

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q5 | 1.235.351,57 | 0 |
| Q9 | 469.255,69 | 0 |
| Q14 | 0 | 1.565.530,24 |
| QR | 0 | -1.286.395,73 |
| Qcw | 119.639,54 | 1.196.395,47 |
| Total | 1.824.246,82 | 1.824.246,82 |

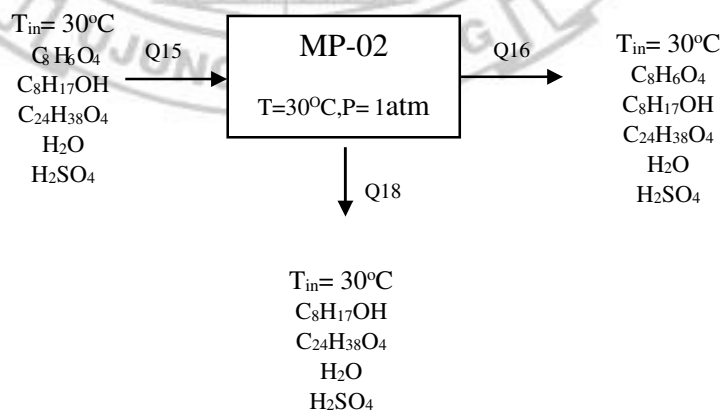
4.1.6 Neraca Panas Cooler- 01 (C-01)



Tabel 4. 6 Neraca Panas Cooler- 01

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q14 | 1.565.530,24 | 0 |
| Q15 | 0 | 59.392,35 |
| Qcw | 167.348,65 | 1.673.486,53 |
| Total | 1.732.878,89 | 1.732.878,89 |

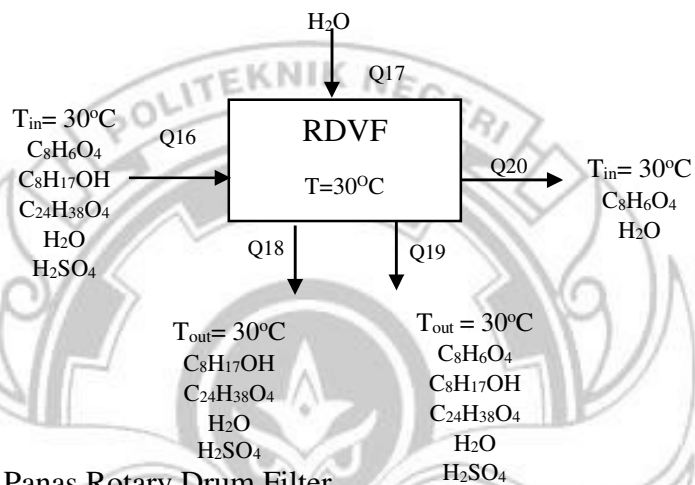
4.1.7 Neraca Panas Mixing Point- 02 (MP-02)



Tabel 4. 7 Neraca Panas Mixing Point– 02

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q15 | 59.392,35 | 0 |
| Q16 | 0 | 62.619,23 |
| Q18 | 3.226,88 | 0 |
| Total | 62.619,23 | 62.619,23 |

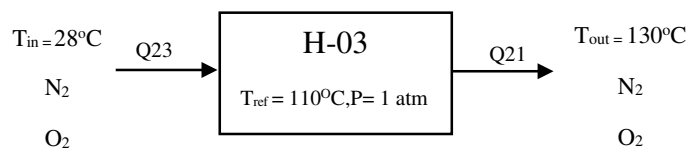
4.1.8 Neraca Panas Rotary Drum Vacuum Filter (RDVF)



Tabel 4. 8 Neraca Panas Rotary Drum Filter

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q16 | 62.618,25 | 0 |
| Q17 | 2.771,48 | 0 |
| Q18 | 0 | 3.228,69 |
| Q19 | 0 | 61.728,40 |
| Q20 | 0 | 432,64 |
| Total | 65.389,74 | 65.389,74 |

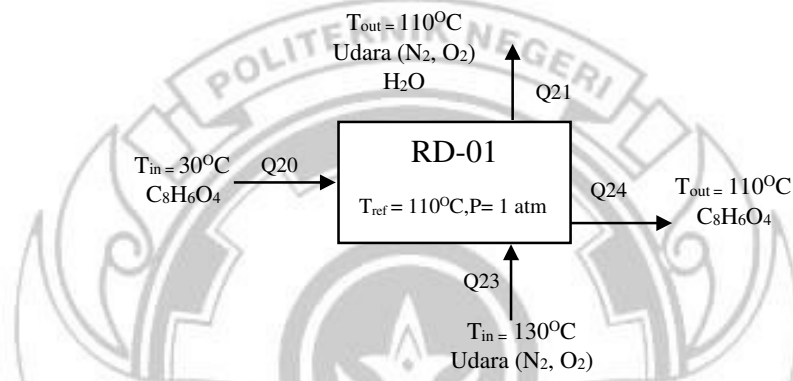
4.1.9 Neraca Panas Heater -03 (H-03)



Tabel 4. 9 Neraca Panas Heater– 03

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q23 | 192,01 | 0 |
| Q21 | 0 | 6.752,87 |
| Qs | 9.445,80 | 2.884,94 |
| Total | 9.637,82 | 9.637,82 |

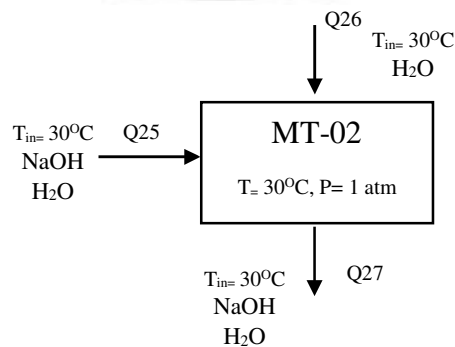
4.1.10 Neraca Panas Rotary Dryer (RD)



Tabel 4. 10 Neraca Panas Rotary Dryer

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q20 | 432,64 | 0 |
| Q21 | 0 | 2.819,41 |
| Q24 | 0 | 5.225,67 |
| Qhot air | 79.509,20 | 71.896,76 |
| Total | 79.941,85 | 79.941,85 |

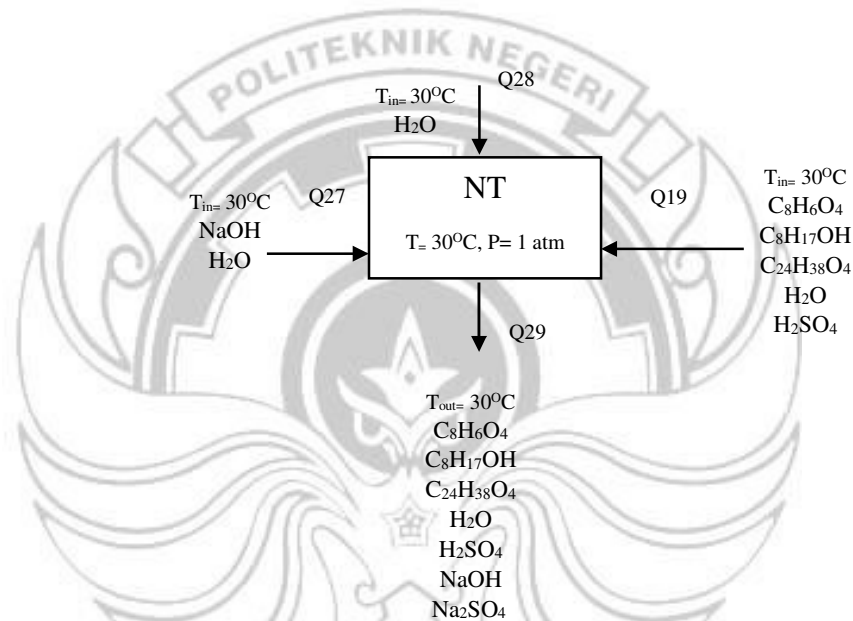
4.1.11 Neraca Panas Mixing Tank-02 (MT-02)



Tabel 4. 11 Neraca Panas Mixing Tank– 02

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q25 | 0,404 | 0 |
| Q26 | 2,478 | 0 |
| Q27 | 0 | 2,881 |
| Total | 2,881 | 2,881 |

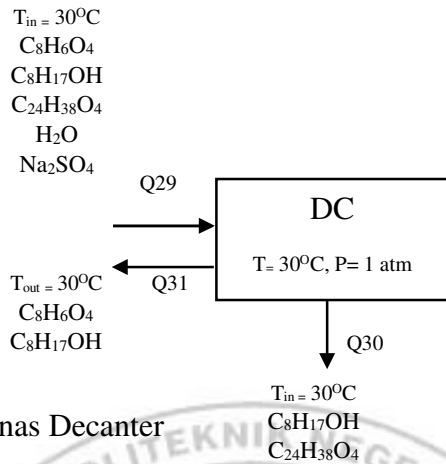
4.1.12 Neraca Panas Neutralizer Tank (NT)



Tabel 4. 12 Neraca Panas Neutralizer Tank

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q19 | 61.728,40 | 0 |
| Q27 | 157,57 | 0 |
| Q28 | 6,13 | 0 |
| Q29 | 0 | 61.922,68 |
| QR | 0 | -68,05 |
| Qcw | 4,16 | 41,64 |
| Total | 61.896,27 | 61.896,27 |

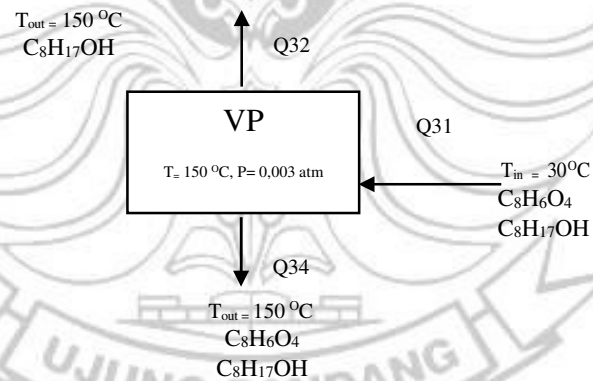
4.1.13 Neraca Panas Decanter



Tabel 4. 13 Neraca Panas Decanter

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q29 | 61.922,68 | 0 |
| Q30 | 0 | 4.718,14 |
| Q31 | 0 | 57.204,54 |
| Total | 61.922,68 | 61.922,68 |

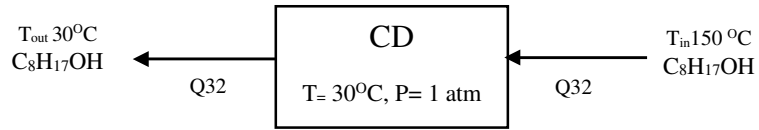
4.1.14 Neraca Panas Vaporizer (VP)



Tabel 4. 14 Neraca Vaporizer

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q31 | 57.204,54 | 0 |
| Q32 | 0 | 1.152.224,73 |
| Q34 | 0 | 15.327,79 |
| Qs | 1.598.591,79 | 488.243,80 |
| Total | 1.655.796,33 | 1.655.796,337 |

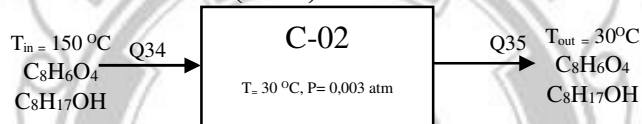
4.1.15 Neraca Panas Condensor



Tabel 4. 15 Neraca Condensor

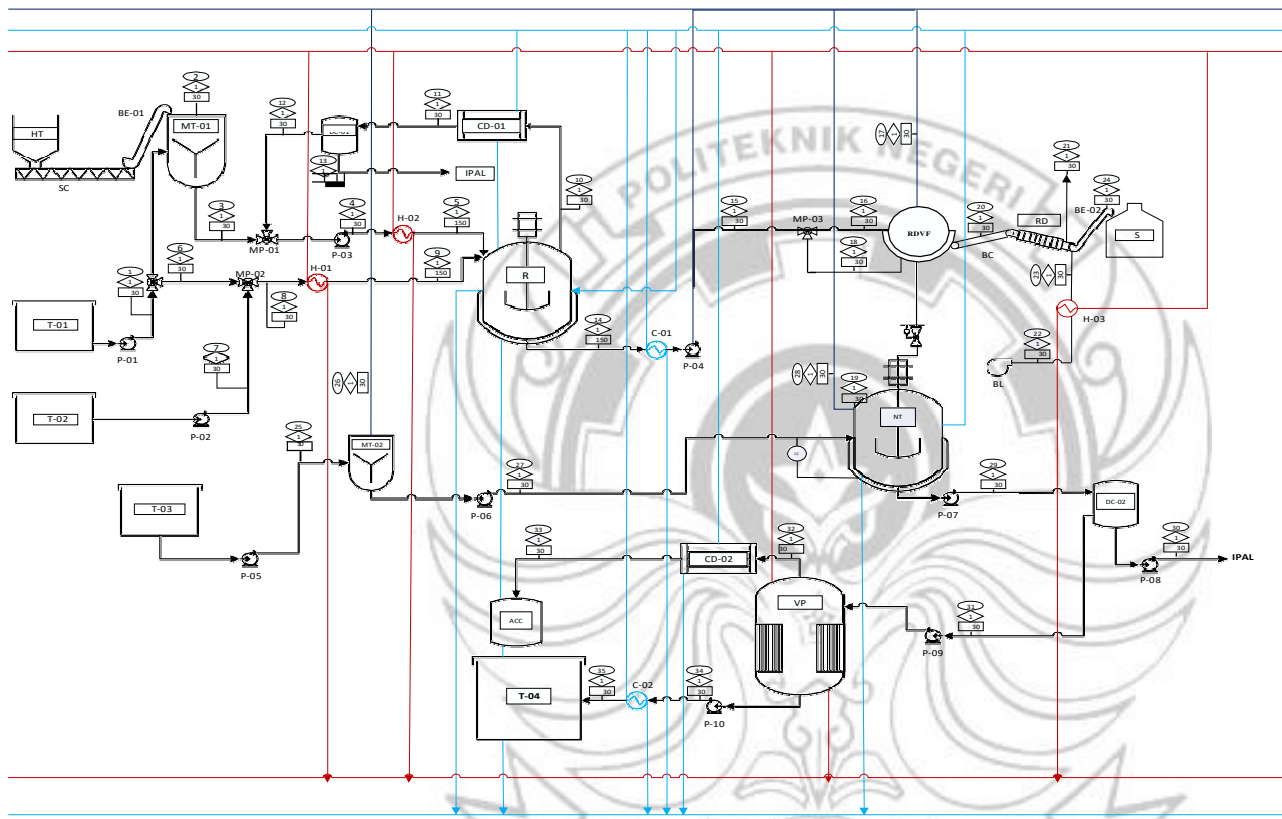
| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q32 | 1.288,64 | 0 |
| Q33 | 0 | 64,35 |
| QLc | 0 | -2.394,76 |
| Qcw | 401,11 | 4.021,18 |
| Total | 1.690,76 | 16.690,76 |

4.1.16 Neraca Panas Cooler -02 (C-02)




Tabel 4. 16 Neraca Cooler – 02

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q34 | 15.327,790 | 0 |
| Q35 | 0 | 579,162 |
| Qcw | 1.638,736 | 16.387,364 |
| Total | 16.966,526 | 16.966,526 |



| KODE | KETERANGAN |
|------|----------------|
| ○ | NOMOR ALIRAN |
| ◇ | TEKANAN (ATM) |
| □ | TEMPERATUR (C) |

| KETERANGAN GAMBAR | |
|-------------------|--------------------------|
| KODE | NAMA ALAT |
| ACC | ACCUMULATOR |
| BC | BELT CONVEYOR |
| BE | BELT ELEVATOR |
| BL | BLOWER |
| C | COOLER |
| CC | CONDUCTIVITY CONTROL |
| CD | CONDENSOR |
| DC | DECANTER |
| FC | FLOW CONTROL |
| H | HEATER |
| HT | HOPPER TANK |
| MP | MIXING POINT |
| MT | MIXING TANK |
| NT | NEUTRALIZER TANK |
| PRV | PRESSURE REDUCING VALVE |
| P | POMPA |
| R | REAKTOR |
| RD | ROTARY DRYER |
| RDVVF | ROTARY DRUM VACUM FILTER |
| SC | SCREW CONVEYOR |
| ST | SILO |
| S | STEAM TRAP |
| T | TANK |
| VP | VAPORIZER |

| | |
|---|---|
|  | PIPING AND INSTRUMENTATION DIAGRAM PRARANCANGAN PABRIK DIOCTYL TEREPHTHALATE DENGAN KAPASITAS 50.000 TON/TAHUN |
| Dibuat Oleh: | Disetujui Oleh: |
| 1. Siti Nabila Nurcahyani H. 431 20 062 | 1. Ir. Barlian Hasan., M.T |
| 2. Nur Aulia 431 20 065 | 2. Dr. Ridhawati, S.T., M.T |

Gambar 4. 1 Piping and Instrumentation Diagram

BAB V SPESIFIKASI ALAT

5.1 Accumulator (ACC)

| | | | |
|------------------|--|----------------|------------|
| Fungsi | Tempat menampung kondensat yang berasal dari Condensor | | |
| Jumlah | 1 Unit | | |
| Tipe | Silinder vertikal dengan penutup elipsoidal | | |
| Kapasitas | 0,0009 | m ³ | |
| Tekanan | 1 | atm | 14,696 Psi |
| Temperatur | 30 | °C | 303,15 K |
| Diameter | 0,4244 | m | 16,7082 in |
| Tinggi | 0,74267 | m | |
| Tebal Dinding | 0,00255 | m | 0,10045 in |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel S 283 C</i> | | |

5.2 Belt Conveyor 01 (BC)

| | | | |
|---------|---|--|--|
| Fungsi | Memindahkan padatan kering Asam Tereftalat dari RDF menuju RD | | |
| Jumlah | 1 Unit | | |
| Operasi | Kontinyu | | |
| Tipe | <i>Inclined Closed Belt Conveyor</i> | | |

| | | | | |
|------------------------------------|---------------------|---------|--------|---|
| Temperatur | 30 | °C | 303,15 | K |
| Kapasitas | 0,074453 | ton/jam | | |
| Tinggi <i>belt conveyor</i> | 2,81176 | ft | | |
| Panjang <i>horizontal conveyor</i> | 6,56167 | ft | | |
| Panjang <i>belt</i> | 7,14779 | ft | | |
| Sudut Inklinasi | 23,17 | ° | | |
| Lebar <i>Belt</i> | 14 | in | | |
| Power | 1 | Hp | | |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel</i> | | | |

5.3 Blower (BL)

| | | | | |
|----------------------|--|------------------------|--|--|
| Fungsi | Mengalirkan udara menuju <i>Heater</i> | | | |
| Jumlah | 1 | Unit | | |
| Tipe | <i>Centrifugal Blower</i> | | | |
| Kapasitas | 34,693 | ft ³ /menit | | |
| Tekanan | 1 | atm | | |
| Temperatur | 28 | °C | | |
| Laju Alir Volumetrik | 1.892,335 | ft ³ /jam | | |
| Diameter Optimum | 2,171 | in | | |

Daya 1 Hp

Bahan Konstruksi *Carbon Steel*

5.4 Bucket Elevator 01 (BE-01)

Fungsi Mengangkut Asam Tereftalat pada SC menuju MT

Tipe *Spaced Bucket Centrifugal Discharge Elevator*

Kapasitas 3,290 ton/jam

Bahan Konstruksi *Carbon Steel*

Ukuran *Bucket*

Lebar 6 in

Tebal 4 in

Panjang 4,25 in

Jarak antar *bucket* 12 in

Elevator *center* 25 in

Kecepatan *bucket* 225 ft/menit

Kecepatan putaran *head* 43 rpm

shaft

Power 3 Hp

5.5 Bucket Elevator 02 (BE-02)

Fungsi Mengangkut Asam Tereftalat keluaran RD menuju silo

Tipe *Spaced Bucket Centrifugal Discharge Elevator*

Kapasitas 0,0645 ton/jam

Bahan Konstruksi *Carbon Steel*

Ukuran *Bucket*

Lebar 6 in

Tebal 4 in

Panjang 4,25 in

Jarak antar *bucket* 12 in

Elevator *center* 25 in

Kecepatan *bucket* 225 ft/menit

Kecepatan putaran *head* 43 rpm

shaft

Power 3 Hp

5.6 Condensor

Fungsi Mengkondensasikan top product VP

Operasi Kontinyu

Tipe *Double Pipe Heat Exchanger*

| | | | |
|---|---------------------------------|-----------------------------|---------------------------|
| Jumlah | 1 Unit | | |
| <i>Number of Hairpins</i> | 2 Unit | | |
| Bahan | <i>Stainless Steel SA 240 S</i> | | |
| <i>Rd Actual</i> | 1,313 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| <i>Clean Overall Coefficient,</i> | 2,2554 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| <i>Design Overall Coefficient</i> | 2,248 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| <i>Annulus Heat Transfer Coefficient</i> | 4,171 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| <i>Inner Pipe Heat Transfer Coefficient</i> | 4,903 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| | <i>Annulus Side</i> | <i>Inner Pipe Side</i> | |
| IPS | 4 in | IPS | 2 ½ in |
| SN | 40 | SN | 40 |
| OD | 4,5in | OD | 2,88 in |
| ID | 4,026 in | ID | 2,469 in |
| a" | 1,178 ft ² /ft | a" | 0.753 ft ² /ft |
| ΔPa | 0,001 psi | ΔPa | 0,00002 psi |

5.7 Cooler -01 (C-01)

| | |
|---------|---|
| Fungsi | Mendinginkan <i>bottom product</i> R-01 menjadi 30°C. |
| Operasi | Kontinyu |
| Tipe | <i>Sheel and Tube Heat Exchanger</i> |
| Jumlah | 1 Unit |

| | | | |
|---|---------------------------------|-----------------------------|---------------------|
| <i>Number of Hairpins</i> | 2 Unit | | |
| <i>Bahan</i> | <i>Stainless Steel SA 240 S</i> | | |
| <i>Rd Actual</i> | 0,001 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| <i>Clean Overall Coefficient,</i> | 97,442 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| <i>Design Overall Coefficient</i> | 74,795 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| <i>Tube Heat Transfer Coefficient</i> | 1.199,388 | Btu/jam | ft ² .°F |
| <i>Shell Pipe Heat Transfer Coefficient</i> | 106,058 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| <i>Tube Side</i> | | <i>Shell Side</i> | |
| (L) | 16 ft | ID | 12 in |
| (OD) | 0,75 in | B | 6 in |
| BWG | 16 | Jumlah Baffle | 31 Baffle |
| <i>Pitch (Pr)</i> | 1 in (<i>triangular</i>) | ΔPr | 0,035 Psi |
| <i>passes</i> | 4 | <i>Passes</i> | 2 |
| <i>Jumlah Tube</i> | 140 tubes | | |
| ΔPr | 0,02 | | |

5.8 Cooler -02 (C-02)

| | |
|----------------|--|
| <i>Fungsi</i> | Menjadikan <i>bottom</i> produk dari VP menjadi 30°C |
| <i>Operasi</i> | Kontinyu |
| <i>Tipe</i> | <i>Sheel and Tube Heat Exchanger</i> |
| <i>Jumlah</i> | 1 Unit |

| | | | |
|---|---------------------------------|-----------------------------|---------------------|
| <i>Number of Hairpins</i> | 2 Unit | | |
| <i>Bahan</i> | <i>Stainless Steel SA 240 S</i> | | |
| <i>Rd Actual</i> | 0,001 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| <i>Clean Overall Coefficient,</i> | 97,442 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| <i>Design Overall Coefficient</i> | 74,795 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| <i>Tube Heat Transfer Coefficient</i> | 1.199,388 | Btu/jam | ft ² .°F |
| <i>Shell Pipe Heat Transfer Coefficient</i> | 106,058 | Btu/jam.ft ² .°F | |
| <i>Tube Side</i> | <i>Shell Side</i> | | |
| (L) | 16 ft | ID | 12 in |
| (OD) | 0,75 in | B | 6 in |
| BWG | 16 | Jumlah Baffle | 31 Baffle |
| <i>Pitch (P_T)</i> | 1 in (<i>triangular</i>) | ΔPr | 0,035 Psi |
| <i>passes</i> | 4 | <i>Passes</i> | 2 |
| <i>Jumlah Tube</i> | 140 tubes | | |
| ΔPr | 0,02 | | |

5.9 Decanter

| | |
|----------------|---|
| <i>Fungsi</i> | Memisahkan campuran larutan keluaran NT berdasarkan perbedaan densitas dan kelarutan. |
| <i>Jumlah</i> | 1 Unit |
| <i>Operasi</i> | Kontinyu |

| | | |
|-------------------------------|-------------------------------|-------|
| Tipe | <i>Vertikal silinder drum</i> | |
| <i>Settling Velocity</i> | 0,0000208 m/s | |
| Tutup atas | Elipsoidal | |
| Temperatur | 30 | °C |
| Tinggi | 3,3664 | m |
| Diameter | 1,6832 | m |
| <i>Residence time droplet</i> | 16,173 | menit |
| Tekanan | 1 | atm |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel SA 283 C</i> | |

5.10 Rotary Drum Vacum Filter (RDF)

| | | |
|------------|---|------|
| Fungsi | Memisahkan padatan dari campuran atau <i>slurry</i> | |
| Tipe | Standart Rotary drum vakum filter | |
| Temperatur | 30°C | |
| Tekanan | 3 atm | |
| Diameter | 0,2422 m | |
| Panjang | 0,39 m | |
| Putaran | 10 rpm | |
| Power | 1 Hp | |
| Bahan | <i>Carbon Steel</i> | |
| Jumlah | 1 | Unit |

5. 11 Heater 01 (H-01)

Fungsi Memanaskan keluaran *Mixing Tank*

Jumlah 1 Unit

Operasi Kontinyu

Tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan Konstruksi *Stainles Steel 240 Grade S*

Rd Actual 0,055 Btu/jam.ft².°F

Clean Overall Coefficient, 6,465 Btu/jam.ft².°F

Design Overall Coefficient 10,03 Btu/jam.ft².°F

Tube Heat Transfer Coefficient 43,301 Btu/jam ft².°F

Shell Pipe Heat Transfer Coefficient 7,600 Btu/jam.ft².°F

Tube Side *Shell Side*

(L) 16 ft ID 17 ¼ in

(OD) 0,75 in B 8,625 in

BWG 16 Jumlah Baffle 22 Baffle

Jumlah 1 Unit

Operasi Kontinyu

Tipe *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan Konstruksi *Stainles Steel 240 Grade S*

| | | |
|---|--------|-----------------------------|
| <i>Rd Actual</i> | 0,055 | Btu/jam.ft ² .°F |
| <i>Clean Overall Coefficient,</i> | 6,465 | Btu/jam.ft ² .°F |
| <i>Design Overall Coefficient</i> | 10,03 | Btu/jam.ft ² .°F |
| <i>Tube Heat Transfer Coefficient</i> | 43,301 | Btu/jam ft ² .°F |
| <i>Shell Pipe Heat Transfer Coefficient</i> | 7,600 | Btu/jam.ft ² .°F |

| <i>Tube Side</i> | | <i>Shell Side</i> | |
|-------------------|----------------------------|-------------------|------------|
| (L) | 16 ft | ID | 17 ¼ in |
| (OD) | 0,75 in | B | 8,625 in |
| BWG | 16 | Jumlah Baffle | 22 Baffle |
| <i>Pitch (Pr)</i> | 1 in (<i>triangular</i>) | ΔPr | 0,0005 Psi |
| <i>passes</i> | 4 | <i>Passes</i> | 1 |
| Jumlah Tube | 203 tubes | | |
| ΔPr | 0,726 Psi | | |

5. 12 Heater 02 (H-02)

| | |
|------------------|---|
| Fungsi | Memanaskan Keluaran <i>Mixing Point</i> menjadi 150°C |
| Jumlah | 1 Unit |
| Operasi | Kontinyu |
| Tipe | <i>Double Pipe Heat Exchanger</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainles Steel 240 Grade S</i> |
| <i>Rd Actual</i> | 0,1005 Btu/jam.ft ² .°F |

| | | |
|---|--------|-----------------------------|
| <i>Clean Overall Coefficient,</i> | 10,050 | Btu/jam.ft ² .°F |
| <i>Design Overall Coefficient</i> | 9,443 | Btu/jam.ft ² .°F |
| <i>Annulus Pipe Heat Transfer Coefficient</i> | 34,86 | Btu/jam ft ² .°F |
| <i>Inner Pipe Heat Transfer Coefficient</i> | 14,119 | Btu/jam.ft ² .°F |

| Data Pipa | Outer Pipe | Inner Pipe |
|--------------------------|------------|------------|
| IPS (in) | 4 | 3 |
| SN | 40 | 40 |
| OD (in) | 4,5 | 3,5 |
| ID (in) | 4,026 | 3,068 |
| a" (ft ² /ft) | 1,178 | 0,917 |

5.13 Heater 03 (H-03)

| | |
|------------------|--------------------------------------|
| Fungsi | Memanaskan keluaran BL menjadi 130°C |
| Jumlah | 1 Unit |
| Operasi | Kontinyu |
| Tipe | <i>Double Pipe Heat Exchanger</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainles Steel 240 Grade S</i> |

| | |
|--|----------------------------------|
| <i>Rd calculated</i> | 0,297 hr.ft ² .°F/Btu |
| <i>Overall Clean Coefficient (Uc)</i> | 5,169 Btu/hr.ft ² .°F |
| <i>Overall Design Coefficient (Ud)</i> | 5,142 Btu/hr.ft ² .°F |
| <i>Annulus Pipe Transfer Corfficient (hio)</i> | 5,169 Btu/hr.ft ² .°F |

Inner Pipe Heat Transfer Coefficient 6,6533 Btu/hr.ft².°F

| | Data Pipa | Outer Pipe | Inner Pipe |
|--------------------------|-----------|------------|------------|
| IPS (in) | | 2 | 2 1/2 |
| SN | | 40 | 40 |
| OD (in) | | 2,38 | 1,9 |
| ID (in) | | 2,067 | 1,61 |
| a" (ft ² /ft) | | 0,622 | 0,489 |
| ΔPa | | 0,214 | 0,0003 |

5.14 Hopper Tank

| | |
|-------------------------|--|
| Fungsi | Menampung bahan baku asam tereftalat padat |
| Jumlah | 1 Unit |
| Operasi | Kontinu |
| Tipe | <i>Conical Bottom Silo</i> |
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30 °C |
| Kapasitas | 144,823 m ³ |
| Diameter Silinder | 0,0923 m |
| Diameter Efektif Hopper | 0,0406 m |
| Tinggi Hopper | 0,125 m |

| | |
|------------------|------------------------------------|
| Tebal konis | 0,852 mm |
| Tebal silinder | 0,526 mm |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> |

5.15 Mixing Tank 01 (MT-01)

| | |
|-----------------------|--|
| Fungsi | Tempat mencampurkan AT dan 2-EH |
| Jumlah | 1 Unit |
| Tipe | <i>Silinder Vertikal dengan Ellipsodial Head</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainlees Steel SA 240 Grade S</i> |
| Temperatur Design | 30 °C |
| Tekanan Design | 1 atm |
| Kapasitas | 4,678 m ³ |
| Tipe Pengaduk | <i>Flat Blade Turbine</i> |
| Diameter | 1,573 m |
| Tinggi Total Tangki | 3,147 m |
| Tinggi blade pengaduk | 0,105 m |
| Tebal silinder | 0,003 m |
| Tebal Head | 0,002 m |
| Jumlah pengaduk | 2,000 unit |

Kecepatan Putaran Pengaduk 1,944 rps

Tenaga Pengaduk 6 Hp

5.16 Mixing Tank 02 (MT-02)

Fungsi Tempat mencampurkan NaOH dan Air

Jumlah 1 Unit

Tipe *Silinder Vertikal dengan Ellipsodial Head*

Bahan Konstruksi *Stainlees Steel SA 240 Grade C*

Temperatur Design 30 °C

Tekanan Design 1 atm

Kapasitas 0,00012 m³

Tipe Pengaduk *Flat Blade Turbine*

Diameter 0,047 m

Tinggi Total Tangki 0,095 m

Tinggi blade pengaduk 0,003 m

Tebal silinder 0,071 m

Tebal Head 0,088 m

Jumlah pengaduk 2 unit

Kecepatan Putaran Pengaduk 20,118 rps

Tenaga Pengaduk 1 Hp

5.17 Neutralizer Tank (NT)

Fungsi Tempat menetralkan katalis H_2SO_4 dengan NaOH

Jumlah 1 unit

Tipe *Silinder Vertikal dengan Ellipsoidal Head*

Bahan Konstruksi *Stainless Steel SA 204 S*

Temperatur Desain 30 °C

Tekanan Desain 1 atm

Kapasitas 2,455 m³/jam

Tipe Pengaduk Flat Blade Turbin

Diameter 1,007 m

Tinggi Silinder 1,511 m

Tinggi Tutup Ellipsoidal 0,225 m

Tinggi Total Tangki 2,001 m

Tinggi Blade Pengaduk 0,201 m

Tebal Silinder 0,003 m

Tebal Head 0,003 m

Jumlah Pengaduk 1,000 unit

Kecepatan Putaran Pengaduk 5,216 rps

Tenaga Pengaduk 3 Hp

Tebal Jacket 0,007 m

5.18 Pompa 01 (P-01)

Fungsi Mengalirkan bahan baku 2-etil heksanol dari

T-01 menuju MT-01

Tipe Centrifugal Pump

Temperatur, °C 30

Densitas, kg/m³ 1.838,8164

Laju alir massa, kg/jam 27,4

Viskositas, cP 19,452

Kapasitas pompa, gal/min 0,0721

Volumetric Flowrate, ft/s 0,0004

NPS, in 1

SN 40 S

ID, in 1,049

OD, in 1,32

Required motor driver, HP 1

| | |
|--------------|-------------------------|
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

5.19 Pompa 02 (P-02)

| | |
|-----------------------------|---|
| Fungsi | Memompa Casam Sulfat dari T-02 menuju MP-01 |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.838,8164 |
| Laju alir massa, kg/jam | 27,4 |
| Viskositas, cP | 19,452 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 0,0721 |
| Volumetric Flowrate, ft/s | 0,0015 |
| NPS, in | 0,125 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 0,269 |
| OD, in | 0,405 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

5.20 Pompa 03 (P-03)

| | |
|-----------------------------|---|
| Fungsi | Mengalirkan bahan baku 2-etil heksanol dari T-01 menuju MT-01 |
| Tipe | <i>Reciprocating Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.022,8979 |
| Laju alir massa, kg/jam | 5.484,6618 |
| Viskositas, cP | 9,6013 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 25,9703 |
| Volumetric Flowrate, ft/s | 0,1682 |
| NPS, in | 0,5 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 1,610 |
| OD, in | 1,90 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

5.21 Pompa 04 (P-04)

| | |
|--------|------------------------------------|
| Fungsi | Memompa produk reaktor menuju RDVF |
|--------|------------------------------------|

| | |
|-----------------------------|-------------------------|
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 964,879 |
| Laju alir massa, kg/jam | 7.107,6 |
| Viskositas, cP | 17,814 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 35,678 |
| Volumetric Flowrate, ft/s | 0,1827 |
| NPS, in | 1,25 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 1,380 |
| OD, in | 1,660 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

5.22 Pompa 05 (P-05)

| | |
|----------------|-------------------------------------|
| Fungsi | Memompa NaOH dari T-03 menuju MT-02 |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |

| | |
|-----------------------------|-------------------------|
| Densitas, kg/m ³ | 1.446,1323 |
| Laju alir massa, kg/jam | 0,02817 |
| Viskositas, cP | 1,365 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 0,9479 |
| Volumetric Flowrate, ft/s | 0,1979 |
| NPS, in | 1,25 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 0,269 |
| OD, in | 0,405 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

5.23 Pompa 06 (P-06)

| | |
|-----------------------------|--------------------------------------|
| Fungsi | Memompa NaOH dari MT-02 menuju NT-01 |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.099,52 |
| Laju alir massa, kg/jam | 0,1466 |

| | |
|---------------------------|-------------------------|
| Viskositas, cP | 0,9055 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 0,00064 |
| Volumetric Flowrate, ft/s | 0,0000135 |
| NPS, in | 0,125 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 0,269 |
| OD, in | 0,405 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

5.24 Pompa 07 (P-07)

| | |
|-----------------------------|--|
| Fungsi | Memompa keluaran NT-01 menuju Decanter |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 971,43 |
| Laju alir massa, kg/jam | 6.458,646 |
| Viskositas, cP | 0,905 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 31,2025 |

Volumetric Flowrate, ft/s 0,1649

NPS, in 0,125

SN 40 S

ID, in 1,380

OD, in 1,660

Required motor driver, HP 1

Jumlah, Unit 2

Bahan *Commercial Steel*

5.25 Pompa 08 (P-08)

Fungsi Memompa keluaran DC menuju IPAL

Tipe *Centrifugal Pump*

Temperatur, °C 30

Densitas, kg/m³ 971,43

Laju alir massa, kg/jam 144,533

Viskositas, cP 2,1905

Kapasitas pompa, gal/min 0,7207

Volumetric Flowrate, ft/s 0,0092

NPS, in 0,375

| | |
|---------------------------|-------------------------|
| SN | 40 S |
| ID, in | 0,493 |
| OD, in | 0,675 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

5.26 Pompa 09 (P-09)

| | |
|-----------------------------|-------------------------------------|
| Fungsi | Memompa keluaran DC-02 menuju VP-01 |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 1895,68 |
| Laju alir massa, kg/jam | 6.313,131 |
| Viskositas, cP | 25,101 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 34,139 |
| Volumetric Flowrate, ft/s | 0,2211 |
| NPS, in | 1,250 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 1,380 |

| | |
|---------------------------|-------------------------|
| OD, in | 1,660 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

5.27 Pompa10 (P-10)

| | |
|-----------------------------|--|
| Fungsi | Memompa Bottom produk Vaporizer menuju Tangki DOTP |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 895,68 |
| Laju alir massa, kg/jam | 6.307,3032 |
| Viskositas, cP | 1,049 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 34,1390 |
| Volumetric Flowrate, ft/s | 0,2211 |
| NPS, in | 1,250 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 1,380 |
| OD, in | 1,660 |
| Required motor driver, HP | 1 |

| | |
|--------------|-------------------------|
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

5.29 Reaktor (R)

| | |
|--------------------------|---|
| Fungsi | Tempat mereaksikan AT dan 2-EH dengan katalis H_2SO^4 |
| Jumlah | 1 Unit |
| Tipe | <i>Continious Stirred Tank Reactor</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainless steel SA 240 S</i> |
| Temperatur Desain | 150 °C |
| Tekanan Desain | 1 atm |
| Kapasitas | 2,6880 m ³ |
| Tipe Pengaduk | <i>Flat Blade Turbine</i> |
| Diameter Luar | 2,6523 m |
| Tinggi Tutup Ellipsoidal | 0,663 m |
| Tinggi Total Tangki | 5,2762 m |
| Tinggi Blade Pengaduk | 0,5304 m |
| Tebal Silinder | 0,003 m |
| Tebal Head | 0,003 m |
| Jumlah Pengaduk | 1 unit |

Kecepatan Putaran Pengaduk 0,372 rps

Tenaga Pengaduk 1 hp

Tebal Jacket 0,192 m

5.30 Rotary Dryer (RD)

Fungsi Mengeringkan padatan asam tereftalat dari Filter

Press

Jumlah 1 Unit

Operasi Kontinyu

Tipe *Fired Rotary Dryer*

Temperatur 110 °C

Tekanan 1 atm

Kapasitas 0,0413 m³/jam

Diameter 0,857 m

Panjang 3,428 m

Putaran 7 rpm

Kemiringan 0,080 ft/ft

Tebal Dinding 0,220 cm

Jumlah flight 3 Unit

Daya 7 Hp

Bahan Konstruksi *Carbon Steel SA 240 S*

5.31 Screw Conveyor (SC)

| | |
|-----------------------|--|
| Fungsi | Memindahkan padatan asam tereftalat dari HT – 01 menuju BE – 01 |
| Tipe | <i>Helicoid Screw Conveyor</i> |
| Jumlah | 1 Unit |
| Operasi | Kontinyu |
| Temperatur | 30 °C |
| Tekanan | 1 atm |
| Kapasitas | 3,290 ton/h |
| Kecepatan Screw | 40 rpm |
| Feed section diameter | 6 in |
| Panjang screw | 15 ft |
| Horse power | 0,43 Hp |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel SA 283 Grade C</i> |

5.32 Silo

| | |
|---------|-------------------------------------|
| Fungsi | Menampung keluaran Rotary Dryer-209 |
| Jumlah | 1 Unit |
| Operasi | Kontinu |
| Tipe | Conical Bottom Silo |
| Tekanan | 1 atm |

| | |
|------------------|------------------------------|
| Temperatur | 30 °C |
| Kapasitas | 6,021 m ³ |
| Diameter Silo | 1,282 m |
| Volume Silo | 6,624 m ³ |
| Tinggi Silo | 2,565 m |
| Tebal Silo | 1,000 mm |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel SA 283 C</i> |

5.33 Tangki 01 (T-01)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | Tempat penyimpanan bahan baku 2-Etil Heksanol 99,9% |
| Tipe | <i>Silinder vertikal dengan ellipsoidal head</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Carbon Steel SA 283 C</i> |
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30 °C |
| Kapasitas | 94,727 m ³ |
| Diameter | 4,163 m |
| Tebal Dinding | 0,002 m |
| Tinggi Tangki | 7,29 m |

5.34 Tangki (T-02)

| | |
|--------|--|
| Fungsi | Tempat penyimpanan katalis asam sulfat (H ₂ SO ₄) 98% |
| Tipe | <i>Silinder vertikal dengan ellipsoidal head</i> |

Bahan Konstruksi *Stainless Steel SA 283 C*

| | |
|---------------|----------------------|
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30 °C |
| Kapasitas | 1,214 m ³ |
| Diameter | 1 m |
| Tebal Dinding | 0,002 m |
| Tinggi Tangki | 1,760 m |

5.35 Tangki 03 (T-03)

Fungsi Tempat penyimpanan bahan baku 2-Etil Heksanol
99,9%

Tipe *Silinder vertikal dengan ellipsoidal head*

Bahan Konstruksi *Stainless Steel 316L Grade C*

| | |
|---------------|----------------------|
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30 °C |
| Kapasitas | 0,005 m ³ |
| Diameter | 0,006 m |
| Tebal Dinding | 0,002 m |
| Tinggi Tangki | 0,28 m |

5.36 Tangki 04 (T-04)

Fungsi Sebagai tempat untuk menampung produk utama
berupa *Dicotyl Terephthalate (DOTP)*

Tipe *Silinder vertikal dengan ellipsoidal head*

Bahan Konstruksi *Stainless Steel SA 283 C*

| | |
|---------------|----------------------|
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30 °C |
| Kapasitas | 153,9 m ³ |
| Diameter | 5,05 m |
| Tebal Dinding | 0,007 m |
| Tinggi Tangki | 7,90 m |

5.37 Vaporizer (VP)

| | |
|---------------|--|
| Fungsi | Menguapkan 2-EH untuk memurnikan produk DOTP |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | <i>Short Tube Vertical Vaporizer</i> |
| Volume | 0,1370 m ³ |
| Tekanan | 0,003 atm |
| Temperatur | 149,252 °C |
| Diameter | 1,618 m |
| Tinggi Total | 6,446 m |
| Tebal dinding | 0,0032 m |

Bahan Konstruksi *Stainless Steel SA 240 Grade S*

Tube Side

| | |
|-----------------------|----------|
| Panjang | 12 ft |
| Outside Diameter (OD) | 0,75 in. |

| | |
|------------------|------------|
| BWG | 16 |
| Tube Pitch | 1 in. |
| Tube Arrangement | Triangular |
| Jumlah Pass | 2 |
| Jumlah Tube | 63 tubes |

5.38 Gudang

| | |
|------------|---|
| Fungsi | Tempat penyimpanan bahan baku asam tereftalat |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Gedung berbentuk persegi panjang dengan atap |
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30 °C |
| Kapasitas | 2,1842 m ³ |
| Panjang | 2,5 m |
| Lebar | 1,5 m |
| Tinggi | 1,5 m |

BAB VI UTILITAS

Utilitas merupakan unit penunjang kelancaran suatu proses produksi pabrik. Oleh karena itu, unit-unit harus dirancang sedemikian rupa sehingga dapat menjamin kelangsungan operasi suatu pabrik. Berdasarkan perhitungan-perhitungan pada bab sebelumnya (meliputi neraca massa, neraca panas, dan perencanaan spesifikasi peralatan), maka rangkuman kebutuhan bahan penunjang yang harus disediakan secara kontinyu oleh unit utilitas untuk keberlangsungan operasional pabrik adalah sebagai berikut:

Tabel 6. 1 Total Kebutuhan Bahan Penunjang di Unit Utilitas

| No. | Bahan Penunjang | Jumlah (kg/jam) |
|-----|-------------------|-----------------|
| 1. | Air | 37.135,693 |
| 2. | Steam | 1.561,191 |
| 3. | Listrik | 125,152 |
| 4. | Bahan Bakar Solar | 77,079 |

6.1. Unit Pengadaan Air

6.1.1. Air Pendingin

Air pendingin yang digunakan meliputi

Tabel 6. 2 Total Kebutuhan Air Pendingin

| Alat | Jumlah (Wc) | Satuan | T1 (C) | T2 (C) | T1 (F) | T2 (F) | We | Satuan |
|-------|----------------|--------|-----------|-----------|-----------|-----------|---------|--------|
| C-01 | 13.300,640 | Kg/jam | 55 | 28 | 131 | 82,4 | 549,449 | kg/jam |
| C-02 | 130,245 | Kg/jam | 55 | 28 | 131 | 82,4 | 5,380 | kg/jam |
| CD | 31,960 | Kg/jam | 55 | 28 | 131 | 82,4 | 1,320 | kg/jam |
| R-01 | 9.508,786 | Kg/jam | 55 | 28 | 131 | 82,4 | 392,808 | kg/jam |
| NT-01 | 0,331 | Kg/jam | 55 | 28 | 131 | 82,4 | 0,014 | kg/jam |

Pemakaian air pendingin dilakukan secara sirkulasi. Suhu air pendingin akan meningkat setelah air tersebut digunakan sebagai pendingin pada alat penukar panas. Untuk mendinginkan kembali air pendingin agar dapat digunakan kembali, maka air pendingin dialirkan menuju *cooling tower*. Selama terjadi perpindahan panas di *cooling tower*, terjadi beberapa kehilangan (*loss*), yaitu *evaporative loss*, *drift loss*, dan *blow down*. Perhitungan losses air pendingin dihitung berdasarkan *Perry's Chemical Engineers' Handbook* sebagai berikut:

- *Evaporative loss*

Kehilangan air pendingin karena penguapan dihitung dengan menggunakan persamaan :

$$W_e = 0,00085 \times W_c \times (T_1 - T_2)$$

(*Perry's Chemical Engineering*, Persamaan 12-10)

Keterangan :

Evaporative loss (kg/jam)

W_c = Jumlah sirkulasi air pendingin (kg/jam)

T_1 = Temperatur air pendingin masuk *cooling tower* (°F)

T_2 = Temperatur air pendingin keluar *cooling tower* (°F)

T_1 = Temperatur in rata-rata

T_2 = Temperatur out rata-rata

- *Drift Loss*

Merupakan jumlah air pendingin yang hilang karena terbawa aliran udara keluar *cooling tower*. Kehilangan karena drift loss ini berkisar antara 0,1-0,2% (*Perry's Chemical Engineering*, hal 12.29).

$$\begin{aligned}
 W_d &= 0,2\% \times W_c \\
 &= 0,2\% \times 32.309,562 \text{ kg/jam} \\
 &= 64,619 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

- *Blow Down*

Blow down merupakan kehilangan air pendingin yang sengaja dilakukan demi menjaga konsentrasi padatan terlarut dalam air pendingin yang meningkat karena evaporative loss. Jumlah *blow down* yang dilakukan dihitung berdasarkan siklus konsentrasi yang dijaga agar tidak terbentuk scale pada peralatan ataupun pemipaan. Siklus konsentrasi adalah perbandingan kandungan padatan pada air pendingin yang disirkulasi dengan kandungan padatan pada air make-up. Biasanya digunakan siklus konsentrasi antara 3-5. Jumlah air yang di *blow down* dihitung dengan persamaan (*Perry's Chemical Engineering*, Persamaan 12-12):

$$\begin{aligned}
 W_b &= \frac{W_e}{(\text{cycle}-1)} \\
 W_b &= \frac{1.334,708 \text{ kg/jam}}{(3-1)} \\
 &= 667,353 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Jumlah total } \textit{make up} \text{ air pendingin} &= W_e + W_d + W_b \\
 &= 2.066,681 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

Jadi kebutuhan air pendingin (A)

$$\begin{aligned}
 A &= W_c + \text{total } \textit{make up} \text{ air} \\
 &= (32.309,562 + 2.066,681) \text{ kg/jam} = 34.376,243 \text{ kg/jam}
 \end{aligned}$$

6.1.2. Air Umpan Boiler

Air umpan boiler yang disuplai jumlahnya sama dengan jumlah kebutuhan steam. Hal ini dikarenakan air umpan boiler akan diuapkan di dalam boiler sehingga diperoleh steam. Pemakaian air umpan boiler dilakukan secara sirkulasi dan mengalami kehilangan (*loss*) di *steam traps* dan operasi *blow down* pada boiler. Sehingga diperlukan penambahan air sebagai *make-up* sebanyak 3-5 % dari kebutuhan.

$$\text{Kebutuhan steam} = 1.419,265 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Make up water BFW} &= 5\% \times \text{Total kebutuhan steam} \\ &= 70,963 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Suplai air umpan boiler, } W_s &= \text{Make up BFW} + \text{Total Kebutuhan Steam} \\ &= 1.490,228 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Air untuk umpan boiler harus murni dan bebas dari garam-garam terlarut. Untuk itu perlu dilakukan proses demineralisasi untuk mengurangi kesadahanannya dengan cara menukar kation dan anion yang terkandung di air dengan kation dan anion yang ada pada resin kation dan anion exchanger.

6.1.3. Air Proses Produksi

Kebutuhan air proses produksi adalah sebagai berikut:

- a) Neutralizer Tank - 01 (NT- 01) = 0,293 kg/jam
- b) Mixing Tank – 02 (MT – 02) = 0,118 kg/jam

c) Rotary Drum Filter – 207 (RDF) = 132,249 kg/jam

Jumlah kebutuhan air proses = 132,660 kg/jam

Safety Factor air proses = 10% x 132,660 kg/jam

= 13,266 kg/jam

Jadi, total kebutuhan air proses = kebutuhan air proses + *safety factor*

= 132,660 kg/jam + 13,266 kg/jam

= 145,926 kg/jam

6.1.4. Air Domestik

Rincian kebutuhan air domestik mengacu pada Kriteria Perencanaan Ditjen Cipta Karya Dinas PU, tahun 1996. Kebutuhan air domestik ini dapat dihitung sebagai berikut:

a) Rumah Sakit

Kebutuhan air = 200 liter/bed/hari

Densitas air = 1000 kg/m³ = 1 kg/liter

Dimana, terdapat 2 kamar dan 3 bed/kamar.

Kebutuhan air rumah sakit = 200 liter/bed/hari x 2 kamar x 3

bed/kamar

= 50 liter/jam

= 50 kg/jam

b) Kantor

Kebutuhan air = 200 liter/bed/hari

Jumlah pegawai = 177 karyawan

Kebutuhan air kantor = 50 liter/karyawan/hari x 177 karyawan

= 368,75 liter/jam = 368,75 kg/jam

c) Laboratorium

Kebutuhan air = 10 liter/karyawan/hari

Jumlah pegawai = 11

= 4,588 liter/jam

= 4,588 kg/jam

d) Musholla

Kebutuhan air = 2000 liter/hari

Jumlah = 83,333 liter/jam = 83,333 kg/jam

e) Perumahan

Kebutuhan air = 60 liter/orang/hari

Jumlah rumah = 15 unit

= 12 orang/unit

= 450 liter/jam = 450 kg/jam

Total air domestik yang dibutuhkan adalah 956,666 kg/jam

Safety factor = 10 %

Jadi, total kebutuhan air domestik adalah:

$(1 + 10 \%) \times 956,666 \text{ kg/jam} = 1.052,333 \text{ kg/jam}$

6.1.5. Total Kebutuhan Air

Tabel 6. 3 Kebutuhan Air

| Nama | Kebutuhan Air (Kg/jam) |
|------------------|------------------------|
| Air pendingin | 34.376,243 |
| Air proses | 145,926 |
| Air Domestik | 1.052,333 |
| Air Umpan Boiler | 1.490,228 |
| Total | 37.064,730 |

6.2. Unit Pengadaan Steam

6.2.1. Steam Pemanas

Steam yang digunakan sebagai pemanas adalah saturated steam pada suhu 200 °C. Rincian kebutuhan steam terdapat pada Tabel 6.4.

Tabel 6. 4 Kebutuhan Saturated Steam 200 °C

| Peralatan | Kebutuhan (kg/jam) |
|--------------|--------------------|
| Heater – 01 | 614,306 |
| Heater – 02 | 232,915 |
| Heater – 03 | 3,385 |
| Vaporizer | 568,659 |
| Total | 1.419,265 |

Faktor keamanan sebesar 10%, sehingga total kebutuhan saturated steam 200 oC

adalah sebagai berikut:

$$\text{Safety Factor} = 10\% \times 1.419,265 \text{ kg/jam}$$

$$= 141,926 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Saturated Steam } 200^{\circ}\text{C} &= \text{kebutuhan steam} + \text{safety factor} \\ &= 1.561,191 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

6.2.2. Total Kebutuhan Steam

Tabel 6. 5 Total Kebutuhan Steam

| Peralatan | Kebutuhan (kg/jam) |
|--------------|--------------------|
| Peralatan | 1.561,191 |
| Total | 1.561,191 |

6.3 Unit Pengadaan Listrik

6.3.1. Listrik untuk Peralatan

Tabel 6. 6 Kebutuhan Listrik Peralatan Proses

| Peralatan | Daya (HP) |
|--------------------|-----------|
| Mixing Tank-01 | 1 |
| Mixing Tank-02 | 1 |
| Reaktor | 1 |
| Neutralizer Tank | 2 |
| Pompa-01 | 1 |
| Pompa-02 | 1 |
| Pompa-03 | 1 |
| Pompa-04 | 1 |
| Pompa-05 | 1 |
| Pompa-06 | 1 |
| Pompa-07 | 3 |
| Pompa-08 | 1 |
| Pompa-09 | 3 |
| Pompa-10 | 5 |
| Rotary Drum Filter | 1 |
| Blower | 1 |
| Screw Conveyer | 1 |
| Belt Conveyer-01 | 1 |
| Rotary Dryer | 7 |

| | |
|--------------------|-----------|
| Bucket Elevator-01 | 3 |
| Bucket Elevator-02 | 3 |
| Total | 40 |

Total kebutuhan listrik peralatan proses 40 HP setara dengan 29,828 kW

Tabel 6. 7 Kebutuhan Listrik Peralatan Utilitas

| Peralatan | Daya (HP) |
|--------------------|-----------|
| Pompa Utilitas-01 | 3 |
| Pompa Utilitas-02 | 1 |
| Pompa Utilitas-03 | 4 |
| Pompa Utilitas-04 | 1 |
| Pompa Utilitas-05 | 7 |
| Pompa Utilitas-06 | 1 |
| Tangki Pengendapan | 1 |
| Cooling Tower | 1 |
| Total | 19 |

Total kebutuhan listrik peralatan utilitas 19 HP setara dengan 14,168 kW

6.3.2 Listrik untuk Penerangan

1) Penerangan pabrik :

Luas area pabrik = 0,306 Ha = 3.055,801 m²

Tipe Lampu = HPSV

Intensitas Penerangan = 150 lumen/m² (SNI 03-6197-2001)

Iluminasi lampu HPSV = 90 lumen/watt

(energyefficiencyasia.org)

$$\begin{aligned} \text{Daya yang dibutuhkan} &= \frac{150 \frac{\text{lumen}}{\text{m}^2} \times 3.055,801 \text{ m}^2}{90 \frac{\text{lumen}}{\text{watt}}} \\ &= 5.093,002 \text{ watt} = 5,093 \text{ kW} \end{aligned}$$

2) Penerangan kantor dan fasilitas penunjang

Luas area kantor = 1,104 Ha = 11.040,864 m²

Tipe Lampu = Neon

Intensitas Penerangan = 300 lumen/m²

Iluminasi lampu = 60 lumen/ watt

Daya yang dibutuhkan = $\frac{300 \frac{\text{lumen}}{\text{m}^2} \times 11.040,864 \text{ m}^2}{60 \frac{\text{lumen}}{\text{watt}}}$

= 55.204,320 watt

= 55,204 kW

3) Total Kebutuhan Listrik untuk Penerangan

Total kebutuhan listrik untuk area pabrik, perkantoran dan fasilitas lainnya

= (5,093 + 55,204) kW

= 60,297 kW

6.3.3. Total Kebutuhan Listrik

Total kebutuhan listrik untuk peralatan dan penerangan

= (29,828 + 14,168 + 60,297) kW

= 104,294 kW

Kebutuhan listrik ditambah dengan faktor keamanan sebesar 20%, maka:

Total kebutuhan listrik = 20 % x 104,294 kW

= 20,859 kW

Tabel 6. 8 Kebutuhan Listrik

| Nama | Kebutuhan listrik (kW) |
|-------------------|------------------------|
| Peralatan | 29,828 |
| Utilitas | 14,168 |
| Penerangan Pabrik | 60,297 |
| Safety factor | 20,859 |
| Total | 125,152 |

6.3.4 Power Generator

Generator disediakan hanya untuk menyuplai kebutuhan listrik proses dan utilitas apabila terjadi gangguan listrik dari PLN. Diketahui power faktor untuk generator penggerak mesin diesel sebesar 0.80. Maka power generator yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \frac{\text{Total kebutuhan listrik unit proses+unit utilitas}}{\text{Power faktor}} \\ &= \frac{(29,828+14,168)}{0,80} = 47,538 \text{ Kw} \end{aligned}$$

6.4. Unit Pengadaan Bahan Bakar

6.4.1. Bahan Bakar Boiler

1) *Saturated Steam* (sebagai *steam* pemanas)

Bahan bakar yang digunakan adalah Liquified Natural Gases dengan data:

- Nilai kalor (H_v) = 19.860 Btu/lb (Perry dan Green, 1999)
- Efisiensi boiler, η = 85 % (Tabel 25-67, Perry)

Berdasarkan *steam table* (Smith, 2001), diperoleh data sebagaiberikut:

Temperatur steam = 200 °C

Tekanan steam = 1.554,9 kPa

• Entalpi saturated vapor, Hf = 2.790,900 kJ/kg

• Entalpi saturated liquid, Hl = 852,400 kJ/kg

Kebutuhan steam, msteam = 1.561,191 kg/jam

Panas yang dibutuhkan untuk menghasilkan steam (kapasitas steam)

$$\begin{aligned} Q &= m_{\text{steam}} \times (H_f - H_l) \\ &= 1.561,191 \text{ kg/jam} \times (2.790,900 - 852,400) \text{ kJ/kg} \\ &= 3.026.368,984 \text{ kJ/jam} = 2.868.443,972 \text{ Btu/jam} \end{aligned}$$

Kebutuhan bahan bakar :

$$\begin{aligned} m_{\text{bahan bakar}} &= \frac{Q}{\eta \times HV} \\ &= 169,930 \text{ lb/jam} \\ &= 77,079 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan solar} &= \frac{\text{Jumlah solar}}{\text{Densitas solar}} \\ &= \frac{77,079 \text{ kg/jam}}{0,89 \text{ kg/L}} \\ &= 86,606 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

(Total Kebutuhan Bahan Bakar Boiler)

2) Bahan Bakar Generator

Nilai bahan bakar solar = 19.860 Btu/lb (Perry dan Green,1997)

Densitas solar = 0,89 kg/L (Perry dan Green,1997)

Daya yang dibutuhkan = 59,423 kW = 202,759 Btu/jam

Jumlah solar yang dibutuhkan bahan bakar = $\frac{202,759 \text{ Btu/jam}}{19.860 \text{ Btu/lb}}$

= 10,209 lb/jam

= 4,468 kg/jam

$$\begin{aligned} \text{Kebutuhan Solar} &= \frac{\text{Jumlah solar}}{\text{Densitas solar}} \\ &= \frac{4,468 \text{ kg/jam}}{0,98 \text{ kg/L}} \\ &= 5,020 \text{ L/jam} \end{aligned}$$

Tabel 6. 9 Total Kebutuhan Bahan Bakar

| Peralatan | Kebutuhan (kg/jam) |
|--------------|--------------------|
| Boiler | 77,079 |
| Generator | 4,468 |
| Total | 81,547 |

6.5. Spesifikasi Peralatan Utilitas

6.5.1. Bak Air Awal-01 (BA-01)

| | |
|-----------|---------------------------------------|
| Fungsi | Tempat penampungan awal kebutuhan air |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Bak persegi Panjang |
| Kapasitas | 884,021 m ³ |
| Panjang | 13,785 m |

| | | |
|------------------|--------|---|
| Lebar | 6,892 | m |
| Tinggi | 10,338 | m |
| Bahan Konstruksi | Beton | |

6.5.2. Pompa Utilitas-01 (PU-01)

Fungsi Memompa air dari tangki penyimpanan air awal menuju tangki pengendapan dan TU-01

| | |
|---|-------------------------|
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 28 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.008,309 |
| Laju alir massa, kg/jam | 37.140,235 |
| Viskositas, cP | 0,815 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 178,394 |
| Volumetric Flowrate, ft ³ /s | 0,386 |
| NPS, in | 5 |
| SN | 80 s |
| ID, in | 4,813 |
| OD, in | 5,563 |
| L,m | 500 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

6.5.3 Bak Air-02 (BA-02)

| | |
|------------------|---|
| Fungsi | Tempat penampungan air bersih setelah pengendapan |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Bak persegi Panjang |
| Kapasitas | 35,791 m ³ |
| Panjang | 4,733 m |
| Lebar | 2,367 m |
| Tinggi | 3,550 m |
| Bahan Konstruksi | Beton |

6.5.4. Tangki Pengendapan-01 (TP-01)

| | |
|------------|--|
| Fungsi | Tempat untuk memisahkan endapan yang terbentuk karena penambahan alum dan soda abu |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | <i>Clarifier</i> |
| Kapasitas | 2,737 m ³ |
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30 °C |
| Resin | Alum dan Soda Abu |

| | |
|------------------|-----------------------------|
| Diameter | 1,410 m |
| Tebal Dinding | 0,001 m |
| Tinggi Tangki | 6,334 m |
| Tinggi Conical | 4,926 m |
| Bahan Konstruksi | Carbon Steel SA 212 Grade B |

6.5.5. Pompa Utilitas-02 (PU-02)

| | |
|---|---|
| Fungsi | Memompa air dari BA-02 menuju BA-03, air proses dan KE-01 |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.008,309 |
| Laju alir massa, kg/jam | 2.759,450 |
| Viskositas, cP | 0,815 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 178,394 |
| Volumetric Flowrate, ft ³ /s | 0,029 |
| NPS, in | 2 |
| SN | 40 s |
| ID, in | 2,067 |
| OD, in | 2,357 |
| L,m | 1000 |
| <i>Required motor driver, HP</i> | 5 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

6.5.6. Bak Air-03 (BA-03)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | Tempat penampungan air pendingin cooling tower |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Bak persegi Panjang |
| Kapasitas | 37,881 m ³ |
| Panjang | 4,653 m |
| Lebar | 2,326 m |
| Tinggi | 3,489 m |
| Bahan Konstruksi | Beton |

6.5.7. Pompa Utilitas-03 (PU-03)

| | |
|---|--|
| Fungsi | Memompa air dari BA-03 untuk air pendingin |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 28 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.009,833 |
| Laju alir massa, kg/jam | 34.376,243 |
| Viskositas, cP | 0,815 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 164,868 |
| Volumetric Flowrate, ft ³ /s | 0,367 |

| | |
|----------------------------------|-------------------------|
| NPS, in | 5 |
| SN | 80 s |
| ID, in | 4,813 |
| OD, in | 5,563 |
| L,m | 1000 |
| <i>Required motor driver, HP</i> | 4 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

6.5.8. Cooling Tower-01 (CT-01)

| | |
|-----------------------|---|
| Fungsi | Recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 55 °C menjadi 28°C |
| Jumlah | 1 Unit |
| Operasi | Continyu |
| Tipe | <i>Induced Draft Cooling Tower</i> |
| Temperatur air masuk | 55 °C |
| Temperatur air keluar | 28 °C |
| Kapasitas | 1,042 m ³ /jam |
| Luas permukaan towe | 2,294 ft ² |
| Power | 1 Hp |

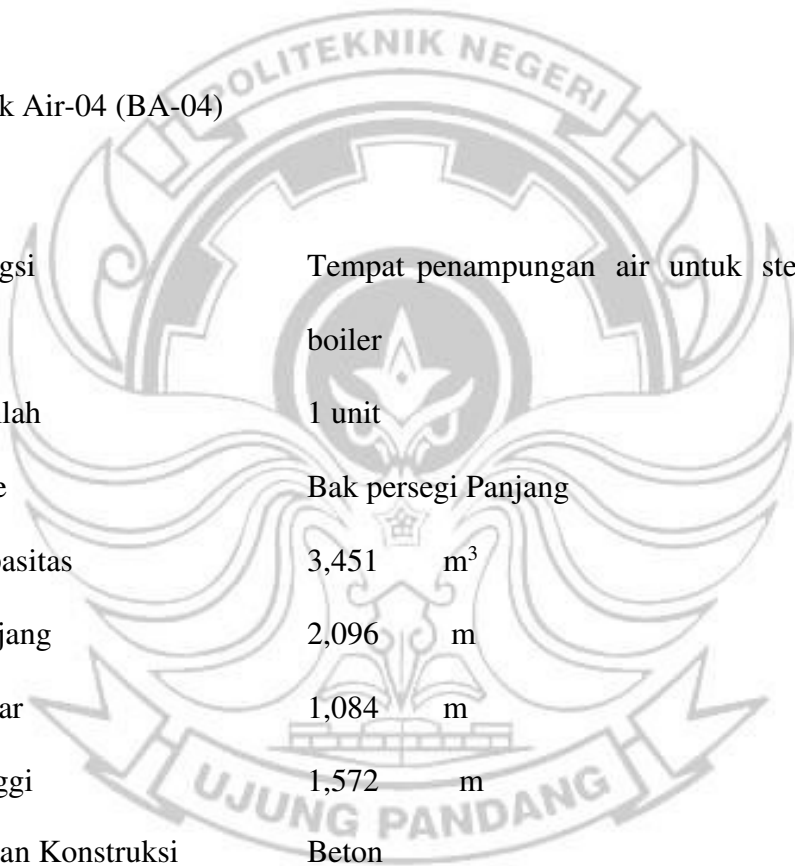
| | |
|-----------------------|---|
| Fungsi | Recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 55 °C menjadi 28°C |
| Jumlah | 1 Unit |
| Operasi | Continyu |
| Tipe | <i>Induced Draft Cooling Tower</i> |
| Temperatur air masuk | 55 °C |
| Temperatur air keluar | 28 °C |
| Kapasitas | 1,042 m ³ /jam |
| Luas permukaan towe | 2,294 ft ² |
| Power | 1 Hp |

6.5.9. Pompa Utilitas-04 (PU-04)

| | |
|---|---|
| Fungsi | Memompa resirkulasi air pendingin dari CT-01 menuju BA-03 |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 28 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.008,833 |
| Laju alir massa, kg/jam | 1.565,733 |
| Viskositas, cP | 0,815 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 7,509 |
| Volumetric Flowrate, ft ³ /s | 0,017 |

| | |
|----------------------------------|-------------------------|
| NPS, in | 1 |
| SN | 40 s |
| ID, in | 1,049 |
| OD, in | 1,315 |
| <i>Required motor driver, HP</i> | 1 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

6.5.10. Bak Air-04 (BA-04)



| | |
|------------------|---|
| Fungsi | Tempat penampungan air untuk steam boiler |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Bak persegi Panjang |
| Kapasitas | 3,451 m ³ |
| Panjang | 2,096 m |
| Lebar | 1,084 m |
| Tinggi | 1,572 m |
| Bahan Konstruksi | Beton |

6.5.11. Kation Exchanger-01 (KE-01)

| | |
|--------|--|
| Fungsi | Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh adanya garam- garam |
|--------|--|

| | |
|------------------|--|
| | kation seperti Ca^{2+} , Mg^{2+} , dan Na^{+} |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Silinder vertikal dengan bed resin <i>ellipsoidal head</i> |
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30 °C |
| Resin | Natural Greensand Zeolite |
| Kapasitas | 18,580 m ³ |
| Diameter | 1,673 m |
| Tebal Dinding | 0,002 m |
| Tinggi Tangki | 3,340 m |
| Tinggi Bed | 1,670 m |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainless Steel SA-283 C</i> |

6.5.12. Anion Exchanger-01 (AE-01)

| | |
|---------|--|
| Fungsi | Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh adanya garam- garam anion seperti Cl^{-} , SO_4^{2-} dan NO_3^{2-} |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Silinder vertikal dengan bed resin <i>ellipsoidal head</i> |
| Tekanan | 1 atm |

| | |
|------------------|---------------------------------|
| Temperatur | 30 °C |
| Resin | Amberlite IR-45 |
| Kapasitas | 18,580 m ³ |
| Diameter | 0,830 m |
| Tebal Dinding | 0,001 m |
| Tinggi Tangki | 1,656 m |
| Tinggi Bed | 0,828 m |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainless Steel SA-283 C</i> |

6.5.13. Tangki Utilitas-01 (TU-01)

| | |
|------------------|--|
| Fungsi | Tempat penyimpanan bahan bakar solar |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Silinder vertikal dengan <i>ellipsoidal head</i> |
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30 °C |
| Kapasitas | 25,010 m ³ |
| Diameter | 2,767 m |
| Tebal Dinding | 0,003 m |
| Tinggi Tangki | 4,140 m |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainless Steel SA-283 C</i> |

6.5.14. Pompa Utilitas-05 (PU-05)

| | |
|---|---|
| Fungsi | Memompa air dari TU-01 untuk air sanitasi |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 200 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.008,309 |
| Laju alir massa, kg/jam | 1052,333 |
| Viskositas, cP | 0,815 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 5,055 |
| Volumetric Flowrate, ft ³ /s | 0,011 |
| NPS, in | 1 |
| SN | 40 s |
| ID, in | 1,049 |
| OD, in | 1,315 |
| <i>Required motor driver, HP</i> | 7 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

6.5.15. Tangki Utilitas-02 (TU-02)

| | |
|---------|--|
| Fungsi | Tempat penyimpanan bahan bakar solar |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Silinder vertikal dengan <i>ellipsoidal head</i> |
| Tekanan | 1 atm |

| | |
|------------------|---------------------------------|
| Temperatur | 30 °C |
| Kapasitas | 3,473 m ³ |
| Diameter | 1,432 m |
| Tebal Dinding | 0,002 m |
| Tinggi Tangki | 2,501 m |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainless Steel SA-283 C</i> |

6.5.16. Boiler-01 (BL-01)

| | |
|--------------------|---|
| Fungsi | Mengubah air menjadi steam untuk peralatan proses |
| Jumlah | 1 Unit |
| Tipe | <i>Water Tube Boiler</i> |
| Kapasitas | 1.561,191 kg/jam |
| Panjang Tube | 6 ft |
| Jumlah Tube | 27 |
| NPS, in | 18,580 m ³ |
| SN | 1,673 m |
| ID, in | 0,002 m |
| OD, in | 3,340 m |
| Jenis bahan bakar | Solar |
| Jumlah bahan bakar | 77,079 kg/jam |

6.5.17. Pompa Utilitas-06 (PU-06)

| | |
|---|---|
| Fungsi | Memompa air dari TU-01 untuk air sanitasi |
| Tipe | Memompa bahan bakar solar menuju generator dan boiler |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 0,980 |
| Laju alir massa, kg/jam | 77,079 |
| Viskositas, cP | 0,815 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 0,381 |
| Volumetric Flowrate, ft ³ /s | 0,001 |
| NPS, in | 0,5 |
| SN | 40 s |
| ID, in | 0,622 |
| OD, in | 0,84 |
| <i>Required motor driver, HP</i> | 1 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

BAB VII INSTRUMENTASI DAN KESELAMATAN KERJA

Untuk mendapatkan kualitas dan kuantitas yang diinginkan, perlu adanya suatu alat yang mengontrol jalannya proses. Selain itu peranan sumber daya manusia juga sangat penting dalam menentukan suatu produksi. Dengan pertimbangan diatas perlu adanya suatu bagian yang berfungsi untuk mengontrol peralatan dan menjaga keselamatan pekerja.

7.1 Instrumentasi

Dalam mengatur dan mengendalikan kondisi operasi pada alat proses diperlukan adanya alat-alat kontrol atau instrumentasi. Instrumentasi dapat berupa suatu petunjuk (*indikator*), perekam (*recorder*), pengendali (*controller*). Dalam industri kimia banyak variabel yang perlu diukur atau dikontrol seperti: temperatur, tekanan, laju alir, ketinggian cairan pada suatu alat. Instrumentasi merupakan bagian yang penting dalam pengendalian proses suatu pabrik industri. Pada dasarnya alat control hanya digunakan pada alat yang mempengaruhi kualitas dan kuantitas produk yang dihasilkan.

Tujuan pemasangan instrumentasi adalah:

- Menjaga kondisi operasi suatu peralatan agar tetap berada dalam kondisi operasi yang aman.
- Mengatur laju produksi agar berada dalam batas yang direncanakan.
- Kualitas produksi lebih terjaga dan terjamin. Membantu memudahkan pengoperasian suatu alat.
- Kondisi-kondisi berbahaya dapat diketahui secara dini melalui alarm peringatan.

- Efisiensi kerja akan lebih meningkat.

Faktor-faktor yang perlu diperhatikan dalam pemilihan instrumentasi adalah:

- Jenis instrumentasi.
- *Range* yang diperlukan untuk pengukuran.
- Ketelitian yang diperlukan.
- Bahan konstruksi serta pengaruh pemasangan pada kondisi proses.
- Faktor ekonomi.

Dalam pra rancangan pabrik *Diocetyl Terephthalate* ini, instrumentasi yang digunakan berupa alat control otomatis maupun manual, hal ini tergantung dari sistem peralatan dan faktor pertimbangan teknis serta ekonomis. Namun, demikian tenaga manusia sangat diperlukan dalam pengoperasian dan pengawasan proses. Dalam perencanaan suatu pabrik, alat kontrol yang diperlukan adalah:

a. *Temperatur controller* (TC)

Dipasang pada alat yang memerlukan penjagaan suhu, agar beroperasi pada temperatur konstan.

b. *Flow controller* (FC)

Dipasang pada alat untuk mengendalikan laju alir fluida yang melalui perpipaan.

c. *Preassure Controller* (PC)

Dipasang pada alat yang memerlukan penjagaan tekanan, agar beroperasi pada tekanan konstan.

d. *Level Indicator (LI)*

Dipasang pada storage untuk mengukur volume pada storage.

e. *Feed Ratio Controller (FRC)*

Dipasang pada alat yang membutuhkan pengendalian berupa perbandingan bahan yang akan masuk.

7.2 Keselamatan kerja

Dalam perencanaan suatu pabrik, keselamatan kerja merupakan suatu hal yang sangat penting yang harus diperhatikan karena menyangkut kelancaran dan keselamatan kerja karyawannya. Selain itu juga menyangkut lingkungan dan masyarakat sekitar pabrik. Keselamatan kerja ini merupakan usaha untuk memberikan rasa aman dan tenang pada karyawannya. Juga untuk mencegah terjadinya kecelakaan, kebakaran dan penyakit kerja dalam lingkungan kerja. Tindakan penjagaan keselamatan dan keamanan suatu pabrik tidak hanya ditujukan kepada para pekerjanya saja, tetap juga ditujukan pada peralatan pabrik itu sendiri. Bagi para pekerja dituntut rasa kedisiplinannya maupun berhati-hati dalam melakukan pekerjaan, demikian pula peralatan yang ada di dalam pabrik tersebut harus kuat, tidak mudah rusak, tidak mudah bocor dan tidak mudah terbakar. Beberapa faktor yang dapat menyebabkan terjadinya kecelakaan kerja adalah:

a. *Lingkungan fisik*

Meliputi: mesin, peralatan produksi dan lingkungan kerja (suhu, penerangan, dll). Kecelakaan kerja bisa disebabkan oleh kesalahan

perencanaan, aus, rusak, kesalahan pembeli, penyusunan dari peralatan dan sebagainya.

b. Latar belakang kerja

Sifat/karakter yang tidak baik dari pekerja yang merupakan sifat dasar pekerja maupun lingkungannya. Sifat/karakter tersebut meliputi:

- Tidak cocoknya manusia/pekerja terhadap mesin atau lingkungan kerja.
- Kurangnya pengetahuan dan keterampilan.
- Ketidakmampuan fisik, mental serta faktor bakat lainnya.
- Kurangnya motivasi kerja dan kesadaran akan keselamatan kerja.

c. Sistem manajemen

Sistem manajemen ini merupakan unsur terpenting, karena menjadi pengatur kedua unsur diatas. Kesalahan sistem manajemen dapat menyebabkan kecelakaan kerja yang disebabkan karena, antara lain:

- Prosedur kerja tidak diterapkan dengan baik.
- Kurangnya pengawasan terhadap kegiatan pemeliharaan dan modifikasi pabrik serta tidak adanya inspeksi perusahaan.
- Tidak adanya sistenn penanggulangan bahaya.

Secara umum pada pra rancangan *Diocetyl Terephtalate* ini terdapat 3 macam bahaya yang dapat terjadi dan harus mendapatkan perhatian pada perencanaan, yaitu:

a. Bahaya kebakaran dan peledakan

Pencegahan terhadap bahaya kebakaran dan peledakan bertujuan untuk memperkecil kemungkinan terjadinya kecelakaan terhadap pekerja

maupun kerusakan peralatan yang mengakibatkan terhentinya proses produksi. Terjadinya bahaya ini dapat disebabkan oleh:

- Terjadinya hubungan singkat (korsleting) pada saklar, stop kontak, atau alat listrik lainnya baik pada peralatan instrumentasi maupun pada peralatan listrik sederhana seperti lampu, radio, komputer, mesin fax, answering machine, dll.

- Ledakan yang diakibatkan tangki bahan baku yang bertekanan tinggi.

Cara untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya kebakaran antara lain:

- Pemasangan pipa air mengalir (*water hydrant*) di seluruh areal pabrik.
- Pemasangan alat pemadam kebakaran yang mudah dijangkau disetiap tempat rawan ledakan dan kebakaran, terutama di sekitar alat-alat proses bertekanan dan bersuhu tinggi.
- Untuk mencegah atay mengurangu bahaya-bahaya yang timbul, dipakai isolasi-isolasi panas atau isolasi listrik dan pada tempat yang bertegangan tinggi diberi penghalang atau pagar.
- Pemasangan alat-alat listrik harus diatur sedemikian rupa dengan sebaik mungkin agar tidak berdekatan dengan sumber panas.
- Membuat plakat-plakat, slogan-slogan atau *standar operational prodecures (SOP)* pada setiap proses yang salah satu isinya menerangkan bahaya dari proses atau alat yang bersangkutan.

b. Bahaya mekanik

Bahaya mekanik disebabkan oleh pengerjaan konstruksi bangunan atau alat proses yang tidak memenuhi syarat. Hal-hal yang harus diperhatikan untuk mencegah atau mengurangi kemungkinan terjadinya bahaya ini adalah:

Perencanaan alat harus sesuai dengan aturan yang berlaku termasuk pemilihan bahan konstruksi, pertimbangan faktor korosi. Perencanaan alat *under design* biasanya lebih besar menciptakan terjadinya bahaya ini.

- Pemasangan alat kontrol atau indikator yang baik dan sesuai, serta pemberian alat pengaman pada alat-alat yang beresiko besar menciptakan terjadinya bahaya ini.
 - Sistem perpipaan untuk air, udara, steam dan bahan bakar hendaknya diberi cat dan warna tertentu atau berbeda dengan warna sekitarnya dan diberi nama sesuai isi pipa
- c. Bahaya terhadap kesehatan dan jiwa manusia

Untuk menjaga keselamatan karyawan perlu adanya kesadaran dari seluruh karyawan agar dapat bekerja dengan baik dan efektif sehingga tidak membahayakan keselamatan jiwanya dan orang lain. Oleh karena itu pengetahuan tentang kesehatan dan keselamatan kerja (K3) perlu diketahui oleh seluruh karyawan dari mulai karyawan operator proses sampai karyawan administrasi. Perusahaan akan mengadakan semacam pelatihan atau penyuluhan pada seluruh karyawan terutama karyawan

baru agar sosialisasi K3 lebih efektif tercipta dilingkungan kerja. Pelatihan atau penyuluhan K3 akan berbeda bagi setiap karyawan tergantung pada bagian mana dia bekerja. Apabila operator proses, karyawan wajib mengetahui cara-cara pemakaian alat-alat pelindung (seperti amsker, topi, safety belt, sepatu, sarung tangan dll) dan mengetahui bahay-bahaya yang akan terjadi dri mulai tangki bahan baku sampai tangki storage. Sedangkan karaywan gudang wajib mengetahui prosedur penggunaan kendaraan pengangkut sampai cara penyusunan kemasan produk.

Selain itu pembuatan ventilasi setiap ruangan harus disesuaikan standar WHO (*world health organization*) agar lingkungan kerja yang sehat dapat meningkatkan produktifitas karyawan dalam bekerja. Untuk mencegah kecelakaan kerja diperlukan alat-alat pelindung keselamatan kerja seperti berikut:

a. Pakaian kerja

Pakaian kerja pria yang melayani mesin seharusnya ber lengan pendek, pas atau longgar pada dada atau punggung, tidak berdasi dan tidak ada lipatan-lipatan yang mubgkin mendatangkan bahaya. Digunakan pada laboratorium, unit proses dan storage.

b. Kacamata

Kecelakaan mata berbeda-beda sehingga jenis kacamata pelindung yang digunakan juga beragam tergantung kebutuhan dan resiko yang akan terjadi.

c. Sepatu pengaman/karet

Sepatu pengaman yang dapat melindungi kaki dari kecelkaan-kecelakaan yang dapat menimpa kaki seperti paku, atau benda tajam lainnya yang mungkin terinjak serta dari bahaya terbakar karena logam cair atau bahan kimia korosif lainnya, serta kemungkinan tersandung atau tergelincir. Lokasi pengaman pada storage dan unit proses.

d. Sarung tangan

Sarung tangan yang dapat melindungi tangan dari bahaya yang dapat menimpa tangan, serta jari dan tangan harus bebas. Berada pada storage di laboratorium.

e. Helm pengaman

Helm pengaman yang cukup keras dan kokoh tetapi ringan sehingga tidak mengganggu pekerjaan tetapi dapat melindungi dari kemungkinan tertimpa benda jatuh, melayang atau bergerak.

f. Pelindung telinga

Pelindung telinga yang dapat melindungi telinga dari kebisingan dapat berupa penyumbat atau penutup telinga.

g. Masker

Masker yang dapat melindungi dari udara tercemar atau kemungkinan kekurangan oksigen. Bahan-bahan pencemar dapat berupa gas, uap logam, kabut dan debu yang bersifat beracun. Kekurangan oksigen mungkin terjadi ditempat-tempat yang pengudaraannya buruk seperti tangki atau area boiler.

7.3 Fasilitas dan Jaminan Sosial

Salah satu faktor yang berperan untuk meningkatkan efektivitas kerja adalah kesejahteraan karyawan. Untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan, perusahaan memberikan insentif berupa:

1. Tunjangan

- a. Tunjangan berupa gaji pokok yang diberikan berdasarkan golongan karyawan yang bersangkutan
- b. Tunjangan jabatan yang diberikan berdasarkan jabatan yang dipegang oleh karyawan
- c. Tunjangan lembur yang diberikan kepada karyawan yang bekerja diluar jam kerja. Tunjangan ini besarnya ditentukan oleh jumlah jam kerja lembur.

2. Cuti

- a. Cuti tahunan diberikan kepada karyawan selama dua belas hari kerja dalam satu tahun
- b. Cuti sakit diberikan kepada karyawan yang menderita sakit berdasarkan keterangan dokter

3. Pakaian kerja

Pakaian kerja diberikan kepada karyawan sejumlah tiga pasang untuk setiap tahun.

4. Pengobatan

a. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit akibat kecelakaan kerja biaya pengobatan akan ditanggung oleh perusahaan sesuai dengan undang-undang yang berlaku

b. Biaya pengobatan bagi karyawan yang menderita sakit yang tidak disebabkan karena kecelakaan kerja diatur berdasarkan kebijaksanaan perusahaan.

5. Asuransi

Tenaga Kerja Karyawan yang bekerja di perusahaan ini didaftarkan sebagai anggota asuransi BPJS Kesehatan (Badan Penyelenggara Jaminan Sosial Kesehatan).

6. Fasilitas Transportasi

Perusahaan memberikan fasilitas transportasi berupa mobil beserta sopir untuk kegiatan operasional bagi beberapa karyawan sesuai dengan jabatannya.

7. Fasilitas Koperasi

Koperasi karyawan didirikan dengan tujuan untuk meningkatkan kesejahteraan karyawan dan memenuhi kebutuhan sehari-hari karyawan.

8. Fasilitas Kantin

Kantin disediakan untuk memenuhi kebutuhan makan bagi para karyawan.

9. Fasilitas Peribadatan.

Perusahaan menyediakan tempat peribadatan di sekitar area pabrik.

10. Fasilitas Penunjang

Lain Perusahaan memberikan tunjangan-tunjangan lain berupa:

- a. Tunjangan hari raya (THR) bagi semua karyawan
- b. Bonus bagi produksi yang melebihi target yang ditetapkan
- c. Tunjangan kematian
- d. Tunjangan hari tua yang dibayar sekaligus
- e. Tunjangan perjalanan dinas



BAB VIII STRUKTUR ORGANISASI

8.1 Bentuk Perusahaan

Bentuk perusahaan : Perseroan Terbatas (PT)

Lokasi pabrik : Gresik, Jawa Timur

Kapasitas produksi : 50.000 ton/tahun

Status perusahaan : Swasta

Modal : Penanaman Modal Dalam Negeri (PMDN)

8.1.1 Bentuk Perusahaan

Perusahaan ini dirancang sebagai sebuah perseroan terbatas (PT), di mana struktur kepemilikan terdiri dari pemegang saham (*stockholder*) yang bertanggung jawab terhadap kewajiban perusahaan hanya sebatas modal yang mereka investasikan dan memiliki status hukum yang diakui. Operasional perusahaan dipimpin oleh dewan direksi yang dikendalikan oleh seorang direktur utama, yang diangkat melalui rapat umum pemegang saham. Pemegang saham juga menunjuk dewan komisaris untuk mengawasi semua aktivitas dewan direksi.

Beberapa alasan utama mengapa bentuk perusahaan perseroan terbatas dipilih adalah sebagai berikut:

1. Kontinuitas perusahaan sebagai entitas hukum lebih terjamin karena tidak bergantung pada perubahan pemegang saham, yang dapat berubah dari waktu ke waktu.

2. Tanggung jawab pemegang saham terhadap utang perusahaan terbatas pada jumlah modal yang mereka investasikan, sehingga risiko mereka hanya sebatas modal yang disetorkan.
3. Kemudahan dalam mengembangkan usaha, karena perusahaan dapat memperoleh tambahan modal dengan menjual saham-saham baru.
4. Kemudahan dalam mentransfer kepemilikan perusahaan dengan menjual saham kepada pihak lain.
5. Pengelolaan yang baik dan sosialisasi yang efektif dapat mengoptimalkan penggunaan sumber daya modal.
6. Pemegang saham dapat memilih dewan direksi yang kompeten dan berkualitas melalui rapat umum pemegang saham, untuk menjalankan operasional perusahaan.

8.2 Struktur Organisasi

Salah satu elemen kunci yang mendukung kemajuan perusahaan adalah struktur organisasi yang diterapkan, karena hal ini mempengaruhi kelancaran komunikasi dan akhirnya berdampak pada kinerja perusahaan. Untuk mencapai sistem organisasi yang efektif, beberapa aspek penting harus diperhatikan, antara lain:

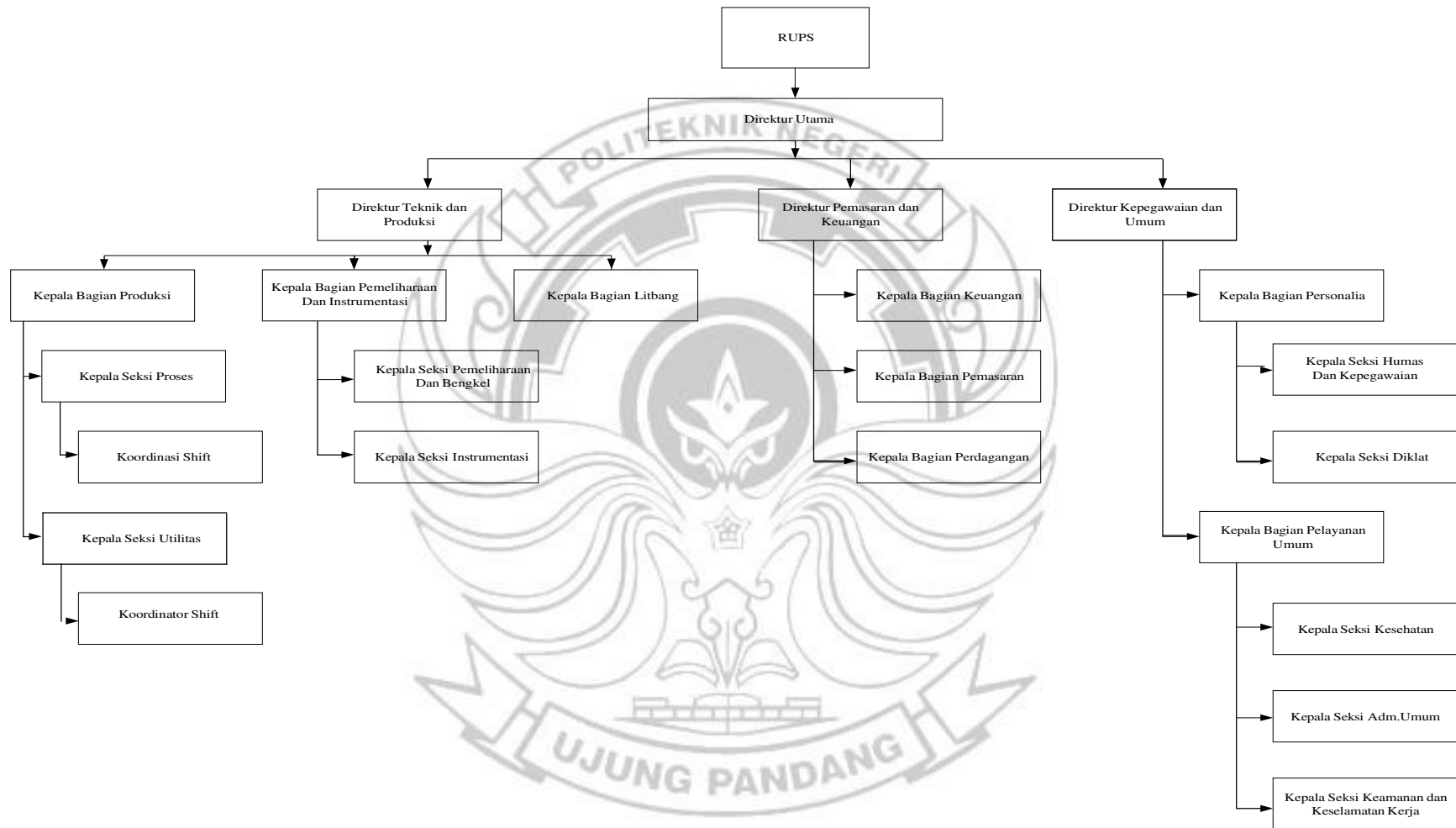
- Penetapan tujuan perusahaan yang jelas
- Pendelegasian wewenang yang tepat
- Pembagian tugas yang terperinci
- Kepastian mengenai perintah dan tanggung jawab

- Pengawasan terhadap pelaksanaan pekerjaan
- Struktur organisasi yang fleksibel

Berdasarkan pertimbangan tersebut, struktur organisasi yang paling sesuai adalah *Sistem Line and Staff*. Dalam sistem ini, pembagian wewenang lebih sederhana dan praktis, dengan setiap karyawan bertanggung jawab kepada satu atasan langsung. Untuk mendukung kelancaran produksi, dibentuk staf ahli yang terdiri dari individu dengan keahlian khusus untuk memberikan saran dan nasihat kepada pengawas demi mencapai tujuan perusahaan. Dalam sistem *Line and Staff*, terdapat dua kelompok utama yang memiliki peran berbeda:

- a. Garis (Line): Orang-orang yang menjalankan tugas utama organisasi untuk mencapai tujuan perusahaan.
- b. Staf (Staff): Orang-orang yang melaksanakan tugas dengan keahlian khusus, memberikan saran kepada unit operasional.

Pemegang saham, sebagai pemilik perusahaan, diwakili oleh dewan komisaris dalam pelaksanaan tugas sehari-hari. Operasional perusahaan dijalankan oleh seorang direktur utama, yang dibantu oleh direktur produksi, direktur teknik, serta direktur administrasi dan umum. Direktur utama mengawasi beberapa kepala bagian, yang masing-masing bertanggung jawab atas bagian-bagian tertentu dalam perusahaan, sesuai dengan pendelegasian wewenang dan tanggung jawab. Setiap kepala bagian mengelola beberapa seksi, yang pada gilirannya mengawasi para karyawan dalam bidang masing-masing.



Gambar 7. 1 Struktur Organisasi Perusahaan

8.3 Tugas dan Tanggung Jawab Organisasi (*Job Description*)

Dengan memperhatikan struktur organisasi garis dan staff, seperti yang terlihat pada Struktur Organisasi maka tugas dan tanggung jawab masing-masing bagian, adalah sebagai berikut:

8.3.1 Pemegang Saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk kepentingan pendirian dan berjalannya operasi perusahaan tersebut. Kekuasaan tertinggi pada perusahaan yang mempunyai bentuk Perseroan Terbatas (PT) adalah Rapat Umum Pemegang Saham (RUPS). Pada RUPS tersebut para pemegang saham berwenang :

- a) Mengangkat dan memberhentikan dewan komisaris.
- b) Mengangkat dan memberhentikan dewan direksi.
- c) Mengesahkan hasil-hasil serta neraca perhitungan untung-rugi tahunan dari perusahaan.

8.3.2 Dewan Komisaris

Dewan komisaris merupakan badan kekuasaan tertinggi dalam perusahaan yang bertindak sebagai wakil pemegang saham yang diangkat menurut ketentuan yang ada dalam perjanjian dan dapat diberhentikan setiap waktu dalam RUPS. Apabila melakukan tindakan yang bertentangan dengan anggaran dasar perseroan tersebut. Tugas dewan komisaris antara lain:

- a) Menentukan kebijaksanaan perusahaan
- b) Mengevaluasi dan mengawasi hasil yang diperoleh perusahaan

- c) Memberikan nasehat kepada direktur bila direktur ingin mengadakan perubahan dalam perusahaan
- d) Menyetujui atau menolak rancangan yang diajukan direktur.

8.3.3 Dewan Direksi

Direktur Utama

Direktur utama merupakan pimpinan eksekutif tertinggi diperusahaan dimana dalam menjalankan tugas sehari-hari dibantu oleh direktur teknik dan direktur administrasi. Tugas dan wewenang direktur utama antara lain :

- a) Melaksanakan policy perusahaan dan mempertanggung jawabkan kepada pemegang saham pada masa akhir jabatannya
- b) Menjaga kestabilan organisasi perusahaan dan membantu kontinuitas hubungan yang baik antara pemilik saham, pimpinan, konsumen dan karyawan
- c) Memegang dan memberhentikan kepala bagian dengan persetujuan dari RUPS
- d) Bekerja sama dengan direktur produksi, direktur keuangan dan umum dalam menjalankan perusahaan

Tugas direktur teknik dan produksi antara lain:

- a) Bertanggung jawab pada direktur utama pada bidang produksi dan teknik
- b) Mengkoordinir, mengatur serta mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

Tugas direktur keuangan dan umum antara lain:

- a) Bertanggung jawab kepada direktur utama pada bidang keuangan serta pelayanan umum
- b) Mengkoordinir dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan kepala-kepala bagian yang menjadi bawahannya

8.3.4 Direktur Teknik dan Produksi

Kepala bagian

Secara umum tugas kepala bagian adalah mengkoordinir, mengatur dan mengawasi pelaksanaan pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan garis-garis yang diberikan oleh pimpinan perusahaan. Kepala bagian terdiri dari:

Kepala bagian produksi

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

- a. Seksi proses, yang bertugas sebagai:
 - 1) Mengawasi jalannya proses dan produksi
 - 2) Menjalankan tindakan seperlunya pada peralatan produksi yang mengalami kerusakan, sebelum diperbaiki oleh seksi yang berwenang
- b. Seksi pengendalian, yang bertugas sebagai:
 - 1) Mengawasi hal-hal yang dapat mengancam keselamatan pekerja dan mengurangi potensi bahaya yang ada.

c. Seksi laboratorium, yang bertugas sebagai:

- 1) Mengawasi dan menganalisa mutu serta bahan pembuatan
- 2) Mengawasi dan menganalisa mutu produksi
- 3) Mengawasi hal-hal yang berhubungan dengan bagian pabrik
- 4) Membuat laporan berkala kepada biro produksi

Kepala bagian teknik

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang peralatan.

Kepala bagian teknik membawahi:

a. Seksi pemeliharaan, yang bertugas sebagai:

- 1) Melaksanakan pemeliharaan dan memperbaiki fasilitas gedung dan peralatan proses

b. Seksi perawatan, yang bertugas sebagai:

- 1) Merawat, memelihara gedung, taman, dan peralatan proses termasuk utilitas.
- 2) Memperbaiki peralatan yang rusak dan mempersiapkan suku cadangnya, agar peralatan tersebut dapat dipergunakan lagi dalam proses produksi.

c. Seksi utilitas, yang bertugas sebagai:

- 1) Melaksanakan dan mengatur sarana utilitas untuk memenuhi kebutuhan proses, kebutuhan air, uap air dan tenaga listrik.

Kepala bagian pemasaran

Bertanggung jawab kepada direktur produksi dalam bidang bahan baku dan pemasaran hasil produksi. Kepala bagian pemasaran membawahi.

a. Seksi pembelian, yang bertugas sebagai:

- 1) Melaksanakan pembelian barang dan peralatan yang dibutuhkan pemasaran.
- 2) Mengetahui harga pasaran dan mutu bahan baku serta mengatur keluar masuknya bahan dan alat dari gudang .

b. Seksi pemasaran, yang bertugas sebagai:

- 1) Merencanakan strategi hasil produksi
- 2) Mengatur distribusi hasil produksi dan gudang.

Kepala bagian umum

Bertanggung jawab kepada direktur keuangan dan umum dalam bidang personalia, hubungan masyarakat dan keamanan. Seksi-seksi yang dibawahnya meliputi:

a. Seksi personalia, yang bertugas sebagai:

- 1) Membina tenaga kerja dan menciptakan suasana kerja yang sebaik mungkin antar pekerja dan lingkungannya supaya tidak terjadi pemborosan waktu dan biaya.

2) Mengusahakan disiplin kerja yang tinggi untuk menciptakan kondisi kerja yang tenang dan dinamis

b. Seksi humas, yang bertugas sebagai:

1) Mengadakan hubungan baik dengan masyarakat sekitar perusahaan maupun dengan pemerintah.

c. Seksi keamanan, yang bertugas sebagai:

1) Menjaga semua bagian pabrik dan fasilitas perusahaan

2) Mengawasi keluar masuknya orang-orang bahkan karyawan maupun bukan karyawan dilingkungan perusahaan

Kepala bagian keuangan

Bertanggung jawab untuk merencanakan dan mengawasi keluar masuknya arus uang dari perusahaan. Seksi-seksi yang dibawahnya meliputi:

a. Seksi administrasi, yang bertugas sebagai:

1) Menyelenggarakan pencatatan hutang piutang, administrasi persediaan kantor dan pembukuan serta masalah perpajakan

b. Seksi kas, yang bertugas sebagai:

1) Menghitung penggunaan uang perusahaan, mengatur uang dan membuat ramalan tentang keuangan masa depan.

Litbang

Research and Development terdiri atas ahli-ahli sebagai pembantu direktur dan bertanggung jawab kepada direktur.

a. *Research and Development* membawahi dua departemen:

- 1) Departemen pemeliharaan
- 2) Departemen pengembangan

b. Tugas dan wewenang:

- 1) Mempelajari mutu produk
- 2) Memperbaiki proses dari pabrik atau perencanaan alat-alat pengembang produksi.
- 3) Mengadakan penelitian pemasaran produk kesuatu tempat
- 4) Mempertinggi efisiensi kerja

Kepala regu

Kepala regu adalah pelaksana pekerjaan dalam lingkungan bagiannya sesuai dengan rencana yang telah diatur para kepala seksi masing-masing agar diperoleh hasil yang maksimal dan efektif selama berlangsungnya proses produksi. Setiap kepala regu bertanggung jawab terhadap kepala seksi masing-masing sesuai dengan seksinya.

8.4 Jadwal Kerja Karyawan

Pabrik *Diocetyl Terephthalate* direncanakan memiliki pekerja sebanyak 177 orang dan pabrik beroperasi selama 24 jam secara kontinyu setiap hari selama 330

hari dalam satu tahun, sisa hari yang lain digunakan untuk perawatan dan perbaikan. Dalam kerjanya, karyawan dibagi menjadi dua, yaitu:

1. Karyawan Shift

Sehari bekerja 24 jam, yang terbagi dalam 3 shift. Karyawan shift ini termasuk karyawan yang secara langsung menangani proses operasi pabrik, misalnya: Laboratorium dan mutu, operator, utilitas, gudang serta keamanan dan keselamatan kerja. Ketentuan jam kerja pegawai shift sebagai berikut:

Tabel 8.1 Jam Kerja Karyawan Shift

| Shift | Waktu | |
|-------|------------------|-------------------|
| | Karyawan Operasi | Karyawan Keamanan |
| Pagi | 08.00 – 16.00 | 08.00 – 16.00 |
| Sore | 16.00 – 24.00 | 16.00 – 24.00 |
| Malam | 24.00 – 08.00 | 24.00 – 08.00 |

Tabel 8.2 Jadwal Kerja Masing-Masing Regu

| Regu | Hari | | | | | | | | | | | | | | | | Hari | | | | | | | |
|------|------|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|-----|----|-----|-----|------|-----|-----|-----|-----|-----|----|-----|
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | 21 | 22 | 23 | |
| A | I | I | II | II | III | III | | I | I | II | II | III | III | | | | I | I | II | II | III | III | | |
| B | II | II | III | III | | | I | I | II | II | III | III | | | I | I | | II | II | III | III | | I | |
| C | III | III | | | I | I | II | II | III | III | | | I | I | II | II | | III | III | | | I | I | II |
| D | | | I | I | II | II | III | III | | | I | I | II | II | III | III | | | | I | I | II | II | III |

Shift I: 07.00 – 15.00

Shift II: 15.00 – 23.00

Shift III: 23.00 – 07.00

Jadwal kerja dibagi dalam empat minggu dan empat kelompok (regu).
Setiap kelompok kerja akan mendapatkan libur satu kali dari tiga kali shift.

2. Karyawan Non Shift

Bekerja selama 6 hari dalam seminggu (total kerja 40 jam per minggu) sedangkan hari minggu dan hari besar libur. Pegawai non shift ini termasuk karyawan yang tidak langsung menangani operasi pabrik, misalnya: direktur, kepala departemen, kepala divisi, karyawan kantor/administrasi dan divisidivisi di bawah tanggung jawab non teknik atau yang bekerja di pabrik dengan jenis pekerjaan tidak kontinu. Ketentuan jam kerja adalah sebagai berikut:

➤ **Senin – Kamis**

07.30 - 12.00 (Istirahat: 12.00 – 13.00)

13.00 – 16.30

➤ **Jum'at**

07.30 – 11.30 (Istirahat: 11.30 – 13.00)

13.00 – 17.00

Karena kemajuan suatu pabrik atau perusahaan tergantung pada kedisiplinan karyawannya, maka salah satu cara untuk menciptakan kedisiplinan adalah dengan memberlakukan absensi. Dari mulai direktur utama sampai karyawan kebersihan diberlakukan absensi setiap jam kerjanya yang nantinya dapat menjadi pertimbangan perusahaan dalam meningkatkan karier karyawannya.

8.5 Status Karyawan dan Sistem Penggajian Karyawan

Pabrik *Diocetyl Terephthalate* ini mempunyai sistem pembagian gaji yang berbedabeda kepada karyawan. Hal ini berdasarkan pada kriteria sebagai berikut:

1. Tingkat pendidikan
2. Pengalaman kerja
3. Tanggung jawab dan kedudukan.
4. Keahlian
5. Pengabdian pada perusahaan (lamanya bekerja).

Berdasarkan kriteria di atas, karyawan akan menerima gaji sesuai dengan status kepegawaiannya. Status kepegawaiannya dibagi menjadi 3 bagian, yaitu:

1. Karyawan reguler Karyawan reguler adalah karyawan yang diangkat dan diberhentikan dengan surat keputusan (SK) dan mendapat gaji bulanan berdasarkan kedudukan, keahlian dan masa kerjanya.
2. Karyawan borongan Karyawan borongan adalah pekerja yang dipergunakan oleh pabrik bila diperlukan saja, misalnya bongkar muat barang dan lain-lain. Pekerja ini menerima upah borongan untuk pekerjaan tersebut.
3. Karyawan harian Karyawan harian adalah pekerja yang diangkat dan diberhentikan oleh manajer pabrik berdasarkan nota persetujuan manajer pabrik atas pengajuan kepala yang membawahinya dan menerima upah harian yang dibayarkan setiap akhir pekan.

8.6 Klasifikasi Karyawan (Pengelolaan dan Tingkat Pendidikan Karyawan)

Penggolongan dan tingkat pendidikan karyawan berdasarkan tingkat kedudukan dalam struktur organisasi Prarancangan Pabrik *Diocetyl Terephthalate* yaitu sebagai berikut:

1. Direktur Utama : Sarjana Teknik Kimia Strata 2
2. Direktur Teknik dan Produksi : Sarjana Teknik Kimia Strata 2
3. Direktur Keuangan dan Administrasi : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
Sarjana ekonomi Strata 2
4. Sekertaris direktur : Sarjana administrasi
5. Manager
 - a. Plant Manager : Sarjana Teknik Kimia Strata
 - b. Office Manager : Sarjana Ilmu Administrasi
(FIA) Strata 2
6. Penelitian & Pengembangan : Sarjana Kimia (MIPA),
T. Kimia, Ekonomi
7. Kepala Bagian
 - a. Bagian Produksi : Sarjana Teknik Kimia
 - b. Bagian Teknik : Sarjana Teknik Mesin
 - c. Bagian Keuangan : Sarjana Ekonomi
 - d. Bagian pemasaran : Sarjana ekonomi-manajemen
 - e. Bagian Umum : Sarjana Psikologi Industri

8. Kepala Seksi

- a. Seksi Proses : Sarjana Teknik Kimia
- b. Seksi Gudang : (D3) Teknik Kimia
- c. Seksi Utilitas : Sarjana Teknik Mesin
Teknik Elektro
- d. Seksi Bengkel dan Perawatan : Sarjana Teknik Mesin
- e. Seksi QC. dan Laboratorium : Sarjana Teknik Kimia,
Kimia (MIPA)
- f. Seksi Penjualan dan Pembelian : Sarjana Ekonomi dan Promotion
- g. Seksi Humas dan Personalia : Sarjana Psikologi dan Hukum
- h. Seksi Administrasi Keuangan : Sarjana Ilmu Administrasi (FIA)
- i. Seksi Keamanan dan Keselamatan : Diploma / SMU / SMK
- j. Seksi Pengendalian : Sarjana Teknik Mesin
Teknik Elektro
- k. Seksi Logistik : Diploma / SMU / SMK
- l. Dokter : Sarjana Kedokteran
- m. Seksi Kebersihan : SLTP

- 9. Karyawan : Diploma (D3) SMU / SMK

BAB IX TATA LETAK DAN PEMETAAN

9.1 Deskripsi Tata Letak

9.1.1 Tata Letak Pabrik

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

1. Perluasan Pabrik

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

2. Harga Tanah

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

3. Kualitas, Kuantitas, dan Letak Bangunan

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

4. Faktor Keamanan

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

5. Fasilitas Jalan

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

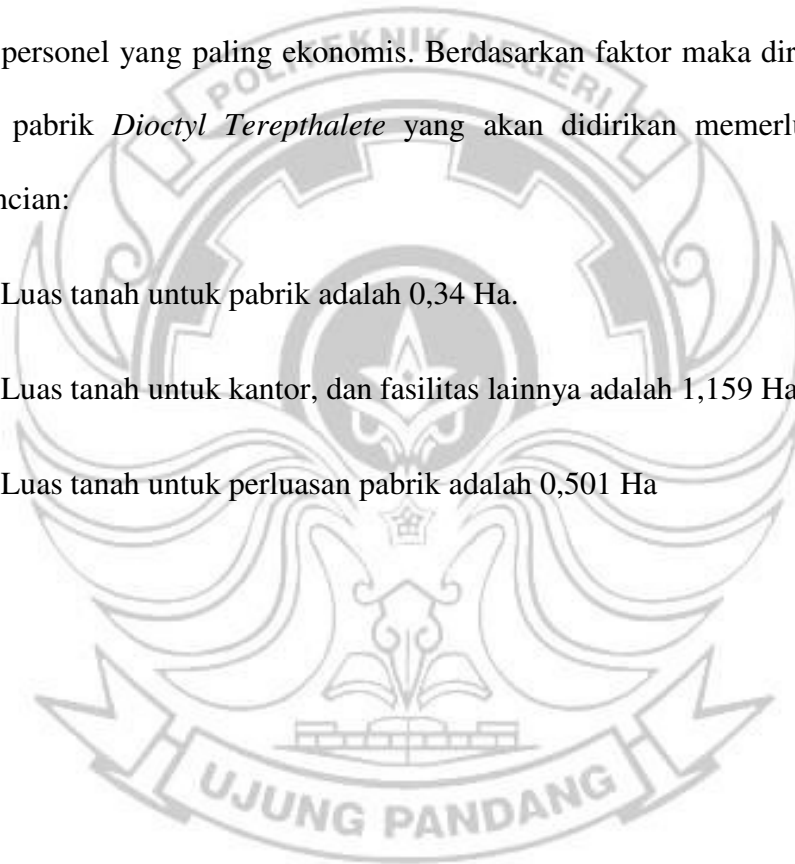
Tata letak pabrik adalah tempat kedudukan dari bagian yang meliputi tempat kerja alat, tempat kerja karyawan, tempat penyimpanan dan sarana-sarana lain. Bangunan – bangunan yang ada di lokasi pabrik adalah:

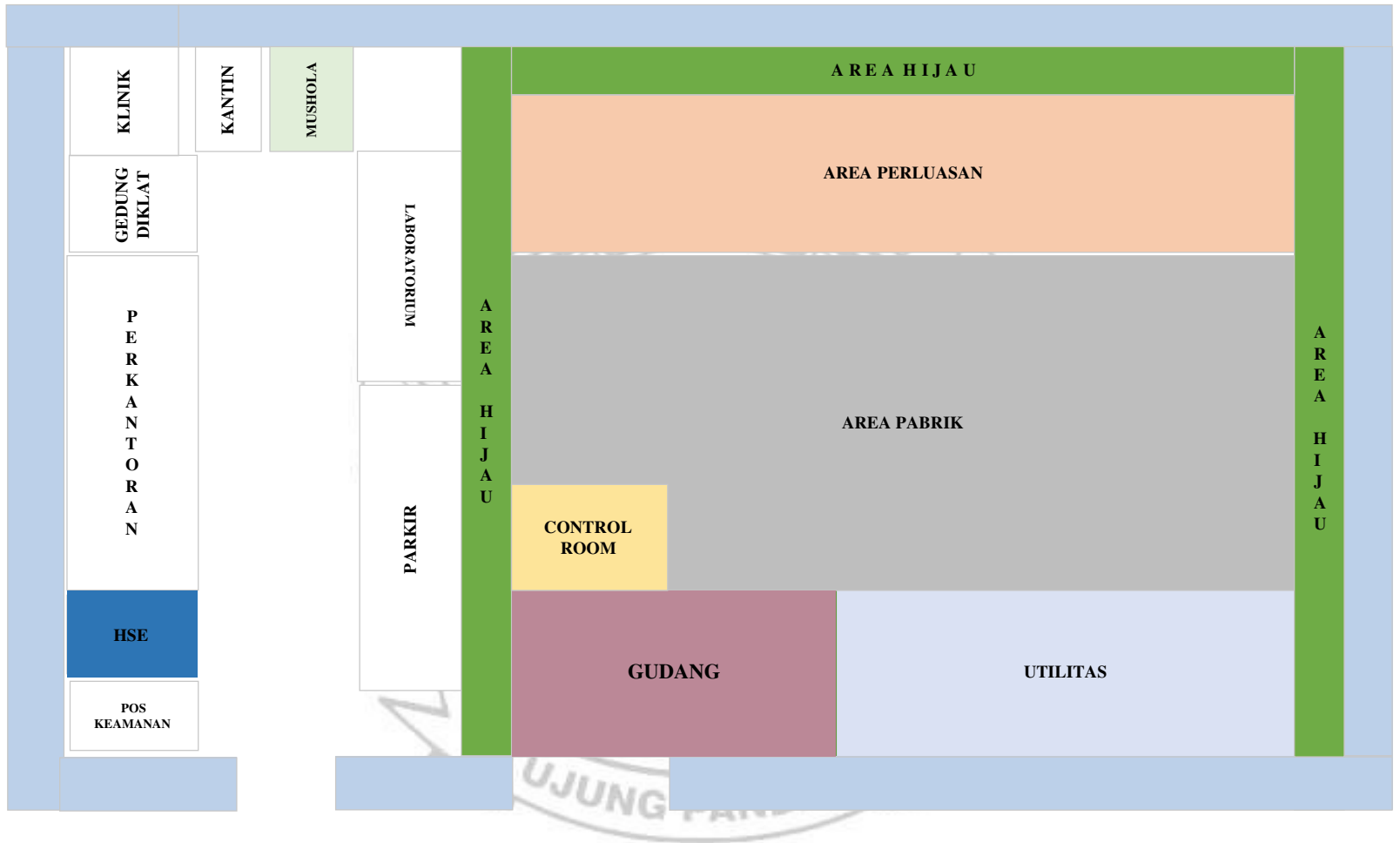
1. Gudang penyimpanan produk
2. Area Utilitas
3. Ruang kontrol
4. Bengkel mekanik untuk pemeliharaan
5. Area Perkantoran
6. Area pengolahan air
7. Kantin, poliklinik, musholla, dan perpustakaan
8. Gudang perlengkapan *safety*
9. Area parkir

10. Pos satpam
11. Ruang serbaguna
12. Labolatorium untuk pengentali mutu
13. Area perumahan dan Fasilitas penunjang

Luas tanah total diperkirakan 20.000 m² termasuk untuk perluasan pabrik. Tata letak bangunan disusun dengan memepertimbangkan pengangkutan bahan baku dan personel yang paling ekonomis. Berdasarkan faktor maka direncanakan luas area pabrik *Diocetyl Terepthalete* yang akan didirikan memerlukan luas dengan rincian:

1. Luas tanah untuk pabrik adalah 0,34 Ha.
2. Luas tanah untuk kantor, dan fasilitas lainnya adalah 1,159 Ha.
3. Luas tanah untuk perluasan pabrik adalah 0,501 Ha





Gambar 9. 1 Tata Letak Pabrik

9.2 Tata Letak Alat Proses

Beberapa hal yang perlu diperhatikan dalam menentukan tata letak alat antara lain, penyusunan alat proses harus saling berurutan berdasarkan 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 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. Adapun faktor-faktor yang perlu dipertimbangkan dalam tata letak (*lay out*) pabrik (Peter, 1991) yaitu:

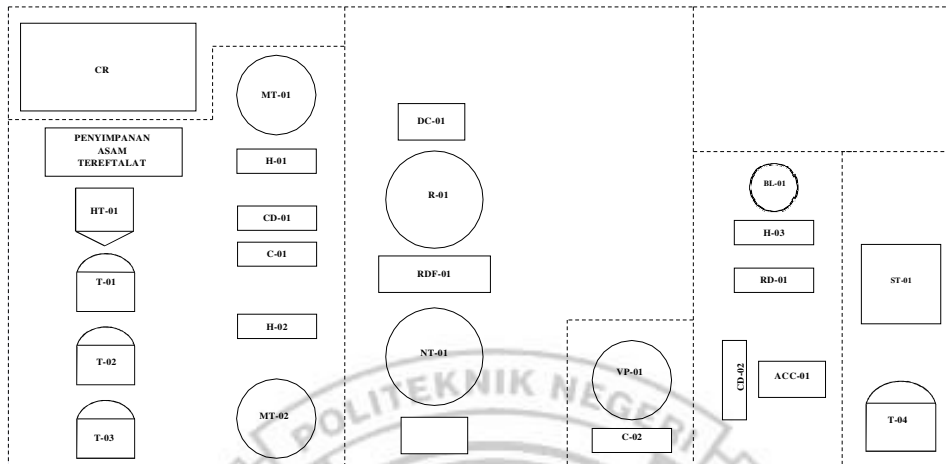
1. Pengoperasian, pengontrolan, dan perbaikan semua alat-alat proses harus mudah dilakukan, oleh karena itu letak pabrik harus ditata berdekatan dengan unit pengoperasian, unit pengontrolan dll.
2. Letak peralatan proses dan pipa harus diatur secara sistematis sehingga mempermudah dalam pengontrolan, pemeliharaan, dan perbaikan instrumen pabrik.
3. Aspek keselamatan kerja harus terjamin. Letak pabrik harus cukup jauh dari tempat-tempat keramaian dan lokasi terlindung dari bangunan-bangunan sekitar. Kemungkinan terjadinya kebakaran ledakan, dan lainnya harus dipertimbangkan dengan baik.

4. Distribusi utilitas harus berjalan dengan cepat, tepat dan ekonomis untuk menghemat biaya produksi.
5. Letak kantor, laboratorium dan fasilitas penunjang lainnya harus dapat memenuhi syarat kesehatan dan berwawasan lingkungan.
6. Kemungkinan akan diadakan perluasan pabrik di masa mendatang untuk pengembangan, karena itu penggunaan tanah diperhitungkan bersamaan dengan rencana perluasan pabrik. Sehingga jika dilakukan perluasan pabrik tidak akan mengalami kesulitan ataupun perombakan yang besar
7. Kondisi cuaca yang berpengaruh terhadap tata letak pabrik, penempatan peralatan di dalam atau di luar ruangan, sehingga kenyamanan, optimalisasi kerja, pencegahan terhadap kerusakan dapat dilakukan.

Untuk tata letak peralatan proses diletakkan berurutan dan tidak mengganggu proses kerja. Hal-hal yang harus dipertimbangkan dalam penyusunan alat proses adalah sebagai berikut:

1. Tata letak peralatan direncanakan sesuai dengan urutan produksi, hal ini bertujuan untuk memperoleh efisiensi yang tinggi.
2. Kebutuhan ruangan untuk setiap peralatan dan karyawan, hal ini bertujuan untuk memperoleh kenyamanan dalam bekerja.
3. Diusahakan tata letak alat proses disusun secara fungsional, hal ini bertujuan untuk mempermudah dalam pengoperasiannya.
4. Pemipaan dipasang seefektif mungkin serta memperhatikan keselamatan kerja.

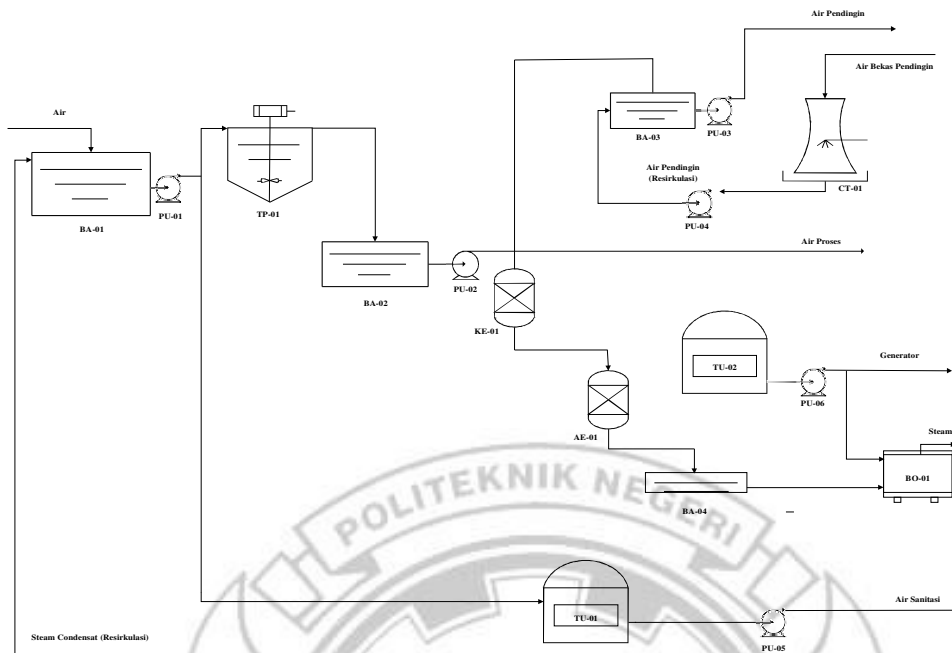
5. Distribusi utilitas yang ekonomis.



Gambar 9. 2 Tata Letak Peralatan Pabrik

Keterangan:

| | | | | | |
|-----|--------------------|----|----------------|----|--------------------|
| CR | = Control Room | BL | = Blower | NT | = Neutralizer Tank |
| T | = Tangki | RD | = Rotary Dryer | VP | = Vaporizer |
| ST | = Silo Tank | DC | = Decanter | | |
| ACC | = Accumulator Tank | HT | = Hopper Tank | H | = Heater |
| FP | = Filter Press | MT | = Mixing Tank | C | = Cooler |
| R | = Reaktor | CD | = Condenser | | |



Gambar 9. 3 Flowsheet Utilitas

| Kode | Keterangan |
|-------|-----------------------|
| PU-01 | Pompa Air Awal |
| PU-02 | Pompa Air Bersih |
| PU-03 | Pompa Air Pendingin |
| PU-04 | Pompa Sirkulasi CT-01 |
| PU-05 | Pompa Air Sanitasi |
| PU-06 | Pompa Bahan Bakar |
| BA-01 | Bak Air Awal |
| BA-02 | Bak Air Bersih |
| BA-03 | Bak Air Pendingin |
| BA-04 | Bak Air Umpan Boiler |
| TU-01 | Tangki Air Sanitasi |
| TU-02 | Tangki Bahan Bakar |
| TP-01 | Tangki Pengendapan |
| KE-01 | Kation Exchanger |
| AE-01 | Anion Exchanger |
| CT-01 | Cooling Tower |
| BO-01 | Boiler |

BAB X ANALISA EKONOMI

Analisis ekonomi bertujuan untuk mengetahui apakah proyek (pabrik) yang direncanakan akan menguntungkan atau tidak, serta memberikan gambaran mengenai apakah pabrik yang dibangun cukup fleksibel dari sudut pandang ekonomi.

Faktor - faktor yang perlu ditinjau adalah:

1. Jarak waktu pengembalian pinjaman (*Pay Out Time*)
2. Titik impas / *Break Event Point* (BEP)

Menentukan faktor – factor di atas, terlebih dahulu harus diketahui :

1. Total investasi (*total capital investment*)
2. Biaya produksi (*total production cost*)

10.1 Total capital investment (TCI)

Total Capital Investment diartikan sebagai jumlah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik baru dan biaya untuk menjalankan pabrik selama beberapa waktu tertentu.

10.1.1 *Fixed Capital Investment* (FCI)

FCI adalah modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi peralatan, pemasangan alat, dan fasilitas lain sehingga pabrik dapat beroperasi. Berdasarkan lampiran E diperoleh $FCI = \text{US\$ } 45.020.765,87 = \text{Rp. } 835.225.586.864,34$.

10.1.2 *Working Capital Investment (WCI)*

WCI adalah modal yang diperlukan untuk menjalankan pabrik yang telah siap untuk beroperasi dalam jangka waktu tertentu (pada awal masa operasi), berdasarkan lampiran E diperoleh $WCI = \text{US\$ } 11.255.191,47 = \text{Rp } 208.806.396.716,09$. Keterbatasan data yang dibutuhkan untuk membuat analisa ekonomi secara terperinci maka dalam perencanaan ini digunakan metode study estimate. Study estimate adalah metode dimana semua investasi pabrik dihitung berdasarkan harga peralatan pabrik.

10.2 **Total Production Cost (TPC)**

Total Production Cost terdiri dari:

10.2.1 *Manufacturing Cost (MC)*

MC adalah biaya yang diperlukan oleh pabrik berhubungan dengan operasi

10.2.1.1 *Direct Production Cost*

Meliputi biaya bahan baku, gaji karyawan, utilitas, pengawasan, pemeliharaan dan perbaikan, operasi suplay, laboratorium, paten, dan royalti.

10.2.1.2 *Fixed Change*

Biaya yang tetap dari tahun ke tahun dan tidak berubah dengan adanya laju produksi, biaya tersebut meliputi pajak, depresiasi, dan asuransi.

10.2.1.3 Manufacturing Cost

Terdiri dari pelayanan medis dan kesehatan, tunjangan keselamatan, perawatan, pengepakan, fasilitas reaksi, dan fasilitas penyimpanan. Berdasarkan lampiran E diperoleh total manufacturing cost sebesar US\$ 47.788.026,22 = Rp 886.563.821.670,79

10.2.1.4 General Expenses (GE)

Biaya umum yang meliputi biaya administrasi, biaya pemasaran dan distribusi, finansial, biaya penelitian dan biaya pengembangan, serta biaya tak terduga lainnya sebesar US\$ 9.714.046,61 = Rp 180.215.065.658,54.

10.2.1.5 Total Production Cost (TPC)

Berdasarkan lampiran E diperoleh total production cost sebesar US\$ 57.502.072,83 = Rp1.066.778.887.329,33

10.3 Analisa Ekonomi

10.3.1 Break Event Point (BEP)

BEP merupakan kondisi pabrik beroperasi pada kapasitas tidak untung dan tidak rugi. Penentuan titik impas ditentukan dengan cara membuat suatu kurva kapasitas versus unit cost. Berdasarkan lampiran E diperoleh BEP sebesar 57,42%.

10.3.2 Cash Flow

Cash Flow dimaksudkan untuk mengetahui sampai berapa lama penghasilan suatu pabrik dapat menutupi investasi yang ditanamkan.

Berdasarkan lampiran E diperoleh cash flow = US\$ 13.841.889,33 = Rp 256.794.834.943

10.3.3 Return Of Investment (ROI)

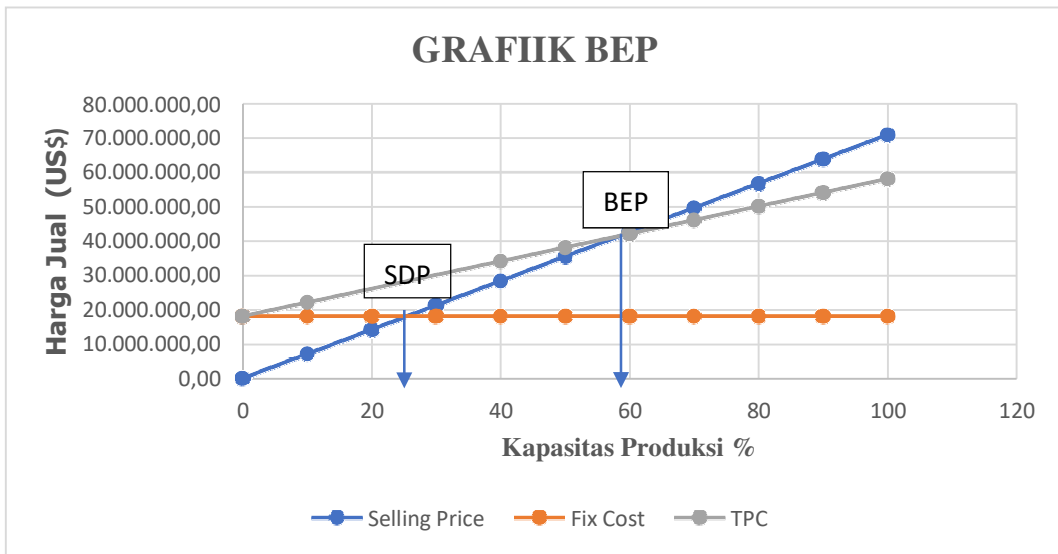
ROI adalah kecepatan tahunan pengembalian investasi (modal) dari keuntungan yang didapat dari hasil penjualan atau tingkat keuntungan yang dapat dihasilkan dari tingkat investasi yang dikeluarkan. ROI sebelum dan sesudah pajak adalah 23,71% dan 20,75%.

10.3.4 Pay Out Time (POT)

POT adalah jangka waktu pengembalian investasi (modal) berdasarkan keuntungan perusahaan. Berdasarkan lampiran E diperoleh POT = 4,04 tahun.

10.3.5 Hasil Penjualan

Produksi per tahun US\$ 70.844.662,47 = Rp 1.314.310.710.552,61



Gambar 10. 1 Grafik Break Event Point (BEP)



BAB XI KESIMPULAN

Dari hasil analisa dan perhitungan Prarancangan Pabrik *Diocetyl Terephthalate* dari Asam Tereftalat dengan Metode Esterifikasi Kapasitas 50.000 Ton/Tahun. diperoleh beberapa kesimpulan, yaitu :

1. Kapasitas produksi Pabrik *Diocetyl Terephthalate* dari Asam Tereftala dengan Kapasitas 50.000 ton/tahun sebanyak 5.596,4926 kg/jam dan 2-etil heksanol sebanyak 33,3138 kg/jam. Proses yang digunakan dalam pembuatan *Diocetyl Terephthalate* adalah proses esterifikasi. Reaksi esterifikasi dimulai dengan mencampurkan reaktan asam tereftalat, 2-etil heksanol, dan katalis H_2SO_4 pada suhu $150^{\circ}C$, tekanan 1 atm dan dimurnikan dengan vaporizer untuk menguapkan 2-etil.
2. Berdasarkan faktor bahan baku, transportasi, pemasaran, dan bahan penunjang, Pabrik *Diocetyl Terephthalate* direncanakan didirikan di Jl. Raya Roomo, Maduran, Kec. Kabupaten Gresik, Jawa Timur, dengan bentuk perusahaan adalah Perseroan Terbatas (PT) dengan jumlah karyawan pabrik sebanyak 177.
3. Luas tanah yang dibutuhkan untuk pembangunan pabrik 3 Ha.
4. Hasil dari analisa ekonomi pabrik *Diocetyl Terephthalate* cukup menguntungkan dengan pertimbangan sebagai berikut:

| | |
|-------------------------------|---------------------------|
| Total capital invesment (TCI) | = US\$ 56.101.066,1668 |
| | = Rp 1.040.787.401.186,63 |
| Total penjualan | = US\$ 70.844.662,47 |
| | = Rp 1.314.310.710.552,61 |

| | |
|-----------------------------|---------------------------|
| Total production cost (TPC) | = US\$ 57.467.179,91 |
| | = Rp 1.066.131.553.573,69 |
| Cash flow | = US\$ 13.841.889,33 |
| | = Rp 256.79.943 |
| Pay out time (POT) | = 4,04 tahun |
| Break event point (BEP) | = 57,4% |



DAFTAR PUSTAKA

- Badan Pusat Statistik, Departemen Perindustrian dan Perdagangan RI. 2024. *Data Impor & Ekspor Bahan Industri Kimia: Dioctyl phthalate Tahun 2019-2023*. (Online). <http://www.bps.go.id/>. (Diakses pada tanggal 24 Februari 2024).
- Badan Pusat Statistik, Statistika Industri Manufaktur Bahan Baku. 2024. *Statistika Industri Manufaktur Bahan Baku. Konsumsi: Dioctyl phthalate Tahun 2012-2023*. (Online). <http://www.bps.go.id/>. (Diakses pada tanggal 29 Mei 2024).
- Brownell, Lloyd E dan Young Edwin. 1959. *Process Equipment Design*. New York: John Wiley and Sons Inc.
- CEPCI. 2019. *Chemical Engineering Cost Plant Index*. Chemical Engineering www.che.com
- Coker, A. K. 2001. *Modeling of Chemical Kinetics and Reactor Design*. Texas, United States: Gulf Publishing Company.
- Dazhuang, L., Shaohui, S., Jianguo, W., dan Peiqin, S. 2006. Study on the Consecutive Reaction Kinetics of Synthesis of Di (2-Ethylhexyl) Terephthalate Under Nonisothermal Conditions. *Wiley Periodicals, Inc. Chem Kinet.* 38: 578-584.

Felder, R. M. and Rousseau R. W. 2005. *Elementary Principles of Chemical Process, 3rd Edition*. New York: John Wiley & Sons, Inc.

Freude, D. 2004. *Molecular Physics (International Edition)*. Saksoni, Jerman: Universitat Leipzig.

Geankoplis, C. J. 1993. *Transport Processes and Unit Operations 3rd Edition*. United States of America: Prentice-Hall International.

Kementerian Perindustrian Republik Indonesia. 2013. Produksi kopi nusantara ketiga terbesar di dunia. Tersedia pada www.kemenperin.go.id. (Diakses pada tanggal 29 Mei 2024)

Kern, D. Q. 1965. *Process Heat Transfer*. Auckland: McGraw - Hill International Edition.

Khofifah, Nurul. (2022). *Prarancangan Pabrik Dioctyl Terephthalate dari Asam Tereftalat dengan Kapasitas 15.000 Ton/Tahun*. Politeknik Negeri Ujung Pandang.

Matches Engineering. 2022. *Cost Information Equipment*. (Online): <http://matche.com/EquipCost.htm> (Diakses pada tanggal 14 September 2024)

McCabe, W. L., Smith, J. C., & Harriott, P. 1993. *Unit Operation of Chemical Engineering 5th Edition*. New York: McGraw-Hill.

Megyesy, E. F. 2001. *Pressure Vessel Handbook 12th Edition*. Oklahoma:
University of Tulsa.

Peter, M. S. and Timmerhaus, K. D. (1991). *Plant Design and Economic for
Chemical Engineering, 4th Edition*. New York : Mc Graw Hill
International Book Co.

Paten JP No. 2003238479. Hayashi, K. 2003. *Method for Producing Higher
Alcohol Terephthalic Acid Ester*.

Perry, R. H. and Green D. 1997. *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 7 th
Edition*. New York: McGraw - Hill Book Company.

Perry, R. H. and Green D. 2008. *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 8 th
Edition*. New York: McGraw - Hill Book Company.

Richardson, J. F., Harker, J. H., dan Backhurst, J. R. 2002. *Coulson and
Richardson's Chemical Engineering 5th Edition, Volume 2: Particle
Technology & Separation Processes*. New York: Butterworth-Heinemann.

Riyanto, Yoga. (2023). *Prarancangan Pabrik Dioctyl Terephthalate dari
Terephthalate Acid dan 2- Ethyl-Hexanol dengan Katalis Asam Sulfat
Kapasitas 20.000 Ton/Tahun*. Universitas Lampung.

Riyal, Agus. (2023). *Prarancangan Pabrik Pembuatan Dioktil Tereftalat dengan Bahan Baku Asam Tereftalat dan 2- Ethil-Heksanol Menggunakan Proses Esterifikasi Dengan Kapasitas 60.000 Ton/Tahun*. Universitas Jambi.

Sinnot, R. K. 2005. *Chemical Engineering Volume 6 4 th Edition*. New York: Buttenworth - Heinemann.

Smith, J. M. 2001. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 6th Edition*. Singapore: Mc Graw Hill.

Treybal, R. E. 1980. *Mass Transfer Operations, 3 rd Edition*. Singapore: McGraw - Hill Book Co.

US Patent No. 2015/0307435 A1. De Munick, N., A. 2015. *Esterification Process*.

US Patent No. 2018/0362440. Liao, T. C., Chuang, J. J., dan Lin, H. M. 2018. *Diocetyl Terephthalate Plasticizer and Method of Enchanging Reaction Effeciency in Process for Producing the Same*.

US Patent No. 2020/0010399 A1. Nandy, R., Patrick, B., dan Nesakumar, J. 2020. *Method of Making Dialkyl Terephthalate from Terephthalic Acid*.

Ulrich, G. G. 1984 *A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economics*. New York: John Willey and Sons.

Undang-Undang Republik Indonesia Nomor 1 Tahun 1970 Tentang Kesehatan dan Keselamatan Kerja

Walas, S. M. 1990. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. New York: Butterworth-Heinemann

WO Patent No. 2014/185872 A1. Caahit, Y. 2014. DOTP (*Dioctyl Terephthalat*) *Production Method*.

Yulanda, Raja Friska. 2020. *Ketahui Bahaya Pthalate, Kandunga Plastik yang Berdampak Pada Kesuburan. Artikel Kehamilan Good Doctor*. (Online). <https://www.gooddoctor.co.id/hamil-sehat/kehamilan/ketahui-bahaya-phthalate-kandungan-plastik-yang-berdampak-pada-kesuburan/>. (Diakses pada tanggal 06 Februari 2024).

Yaws, C. L. 1999. *Chemical Properties Handbook*. New York: McGraw-Hill



LAMPIRAN A NERACA MASSA

Kapasitas Produksi : 50.000 ton/tahun

Operasi Pabrik : 330 hari/tahun

Basis Bahan Baku : 1000 kg/jam asam tereftalat

Bahan Baku : asam tereftalat (AT) dan

: 2-etil heksanol (2-EH)

- **Kapasitas Produksi**

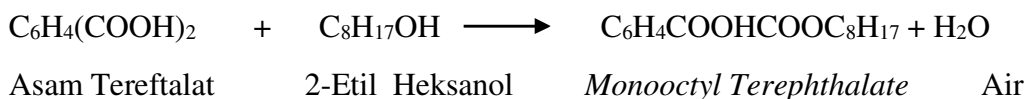
$$\begin{aligned} \text{Produksi} &= \frac{50.000 \text{ ton}}{\text{Tahun}} \times \frac{1.000 \text{ kg}}{\text{Ton}} \times \frac{1 \text{ Tahun}}{330 \text{ Hari}} \times \frac{1 \text{ Hari}}{24 \text{ Jam}} \\ &= 6.313,13 \text{ kg/jam} = 16,164 \text{ kmol/jam} \end{aligned}$$

Kemurnian DOTP dalam produk adalah 99,7% (US 2020/0010399 A1. 2020)

Perbandingan rasio mol AT dan 2-EH sebanyak 1:2,5007 (US Patent 2015/0307435).

- **Reaksi yang berlangsung pada reaktor**

- a. Tahap pertama**



Pada tahap pertama dijelaskan bahwa proses berlangsung sangat lambat (Dazhuang dkk., 2006). Pada tahap pertama reaksi terjadi dalam suasana heterogen.

b. Tahap Kedua



Monooctyl Terephthalate 2-Etil Heksanol *Dioctyl Terephthalate* Air

Pada tahap kedua ini terbentuk DOTP. Reaksi tahap kedua ini berlangsung dengan sangat cepat jika dibandingkan dengan reaksi tahap pertama, karena reaksi ini berlangsung dalam suasana homogen.

Pada reaksi kedua berlangsung secara cepat dan reaksi pertama berjalan secara lambat, maka yang menjadi reaksi pembatas adalah reaksi pertama. Kedua reaksi berjalan secara berurutan (Dazhuang, 2006).

- **Komponen dan Komposisi**

Adapun komponen dan komposisi yang digunakan dalam pembuatan DOTP, ialah:

| Komponen | Rumus Kimia | BM (kg/kmol) |
|---|--|--------------|
| AT (<i>Asam Tereftalat</i>) | $\text{C}_6\text{H}_4(\text{COOH})_2$ | 166,13 |
| 2-EH (<i>2-Etil Heksanol</i>) | $\text{C}_8\text{H}_{17}\text{OH}$ | 130,23 |
| DOTP (<i>Dioctyl Terephthalate</i>) | $\text{C}_6\text{H}_4(\text{COOC}_8\text{H}_{17})_2$ | 390,56 |
| MOTP (<i>Monooctyl Terephthalate</i>) | $\text{C}_6\text{H}_4\text{COOHCOOC}_8\text{H}_{17}$ | 278,34 |
| Air | H_2O | 18,015 |
| AS (<i>Asam Sulfat</i>) | H_2SO_4 | 98,079 |
| NH (<i>Natrium Hidroksida</i>) | NaOH | 39,997 |
| NS (<i>Natrium Sulfat</i>) | Na_2SO_4 | 142,04 |

- **Menghitung Kebutuhan Bahan Baku**

Konversi :

- Konversi AT pada reaksi pertama yaitu sebesar 98% (US 2015/0307435 A1. 2015).
- Konversi monoethyl terephthalate pada reaksi kedua terkonversi 100%.

a. Asam Tereftalat 99,9% (C₈H₆O₄)

Komposisi asam tereftalat sebagai berikut:

$$\text{Asam Tereftalat} = (99,9\% / 100) \times 1000 \text{ kg/jam}$$

$$= 999 \text{ kg/jam}$$

$$= 6,013 \text{ kmol/jam}$$

$$\text{Air} = 0,1\% \times 1000 \text{ kg/jam}$$

$$= 1 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total} = (999 + 1) \text{ kg/jam}$$

$$= 1000 \text{ kg/jam}$$

b. 2-Etil Heksanol 99% (C₈H₁₇OH)

Rasio perbandingan mol AT dan 2-EH = 1:2,5007 (US Patent 2015/0307435 A1).

$$\text{2-Etil Heksanol} = 2,5007 \times 6,013 \text{ kmol/jam}$$

$$= 15,037 \text{ kmol/jam}$$

$$= 1.958,31 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} = (1/99) \times 1.958,31 \text{ kg/jam}$$

$$= 19,780 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total} &= (1.958,31 + 19,78) \text{ kg/jam} \\ &= 1.978,094 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

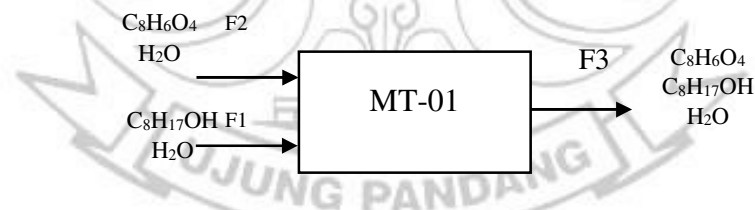
c. Asam Sulfat 98% (H₂SO₄)

$$\begin{aligned} &= 1\% \times \text{berat Asam Tereftalat} \\ &= 1\% \times 999 \text{ kg/jam} \\ &= 9,99 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Asam sulfat} &= 0,98 \times 9,99 \\ &= 9,790 \text{ kg/jam} \\ \text{Air} &= (2/98) \times 9,790 \text{ kg/jam} \\ &= 0,002 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

1. Mixing Tank (MT-01)

Mixing Tank berfungsi sebagai tempat pencampuran AT dan 2-EH dengan cara pengadukan.



Menurut Paten (US 2018/0362440 A1), homogenisasi bahan baku AT dan 2-EH diperlukan agar saat di dalam reaktor tidak terjadi penggumpalan AT yang dapat menghambat reaksi. Homogenisasi juga dapat menurunkan waktu reaksi hingga 37,5% - 54,5%. Digunakan perbandingan 1:1 (% berat) di dalam MT-01 (US 2018/0362440 A1).

Perhitungan:

- AT yang dibutuhkan di dalam Reaktor:

$$\text{AT (99,9\%)} = 999 \text{ kg/jam}$$

Maka jumlah air di dalam AT adalah:

$$\begin{aligned} \text{Air} &= (0,1/99,9) \times 999 \text{ kg/jam} \\ &= 1 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Total} &= (999 + 1) \text{ kg/jam} \\ &= 1000 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Kebutuhan 2-EH di dalam MT-01:

$$\begin{aligned} \text{2-EH (99\%)} &= 1: 1 (\% \text{ berat}) \text{ AT} \\ &= 1 \times 999 \text{ kg/jam} \\ &= 999 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka jumlah air di dalam 2-EH adalah:

$$\begin{aligned} \text{Air} &= (1/99) \times 999 \text{ kg/jam} \\ &= 10,09 \text{ kg} \end{aligned}$$

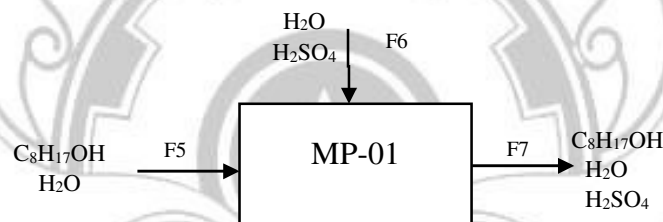
$$\begin{aligned} \text{Total} &= (999+10,09) \text{ kg/jam} \\ &= 1.009,09 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel 1.1. Neraca Massa Keseluruhan MT-01

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | | Keluar (Kg/Jam) |
|------------------|----------------|----------|-----------------|
| | Aliran 2 | Aliran 1 | Aliran 3 |
| AT | 999 | 0 | 999 |
| 2-EH | 0 | 990 | 990 |
| H ₂ O | 1 | 10 | 11 |
| Subtotal | 1000 | 1000 | 2000 |
| Total | 2000 | | 2000 |

2. Mixing Point -01 (MP-01)

MP-02 berfungsi untuk menggabungkan Aliran dari T-01 dan T-02



Perhitungan:

- 2-EH yang dibutuhkan di Reaktor = 1.958,31 kg/jam
- 2-EH yang di alirkan menuju aliran 6:
 - = (2-EH kebutuhan R – 2-EH pada F1 – 2-EH pada F-12)
 - = (1.566,212 - 990 - 10,166) kg/jam
 - = 566,045 kg/jam
- Air = (15,820 - 10) kg/jam
- = 5,820 kg/jam
- Total = (566,045 + 5,820)
- = 571,866 kg/jam

- H_2SO_4 (98%) yang dibutuhkan di dalam Reaktor:

$$= 1\% \times \text{berat AT}$$

$$= 1\% \times 999 \text{ kg/jam}$$

$$= 9,99 \text{ kg/jam}$$

$$H_2SO_4 = 0,98 \times 9,99 \text{ kg/jam}$$

$$= 9,790 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Air} = (2/98) \times 9,790$$

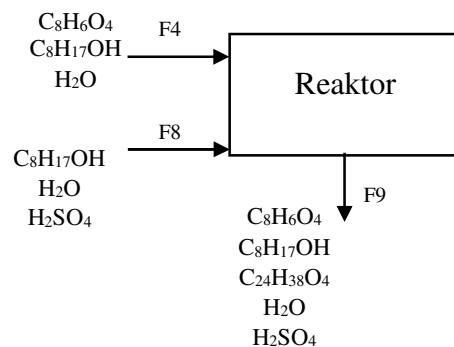
$$= 0,1998 \text{ kg/jam}$$

Tabel 2.1. Neraca massa keseluruhan MP-01

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | | Keluar (Kg/Jam) |
|--------------|----------------|----------|-----------------|
| | Aliran 5 | Aliran 6 | Aliran 7 |
| 2-EH | 566,05 | 0 | 566,05 |
| H_2O | 5,82 | 0 | 5,82 |
| H_2SO_4 | 0 | 9,99 | 9,79 |
| Subtotal | 571,87 | 9,99 | 581,66 |
| Total | 582 | | 582 |

3. Reaktor (R)

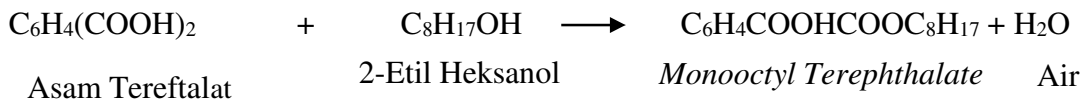
Reaktor berfungsi untuk mereaksikan AT dengan 2-EH dengan menggunakan katalis asam sulfat.



Reaksi yang terjadi:

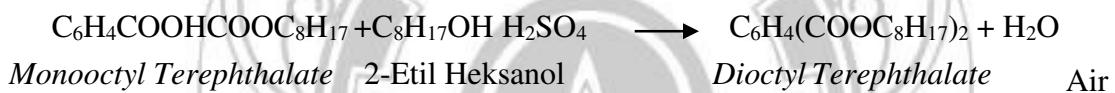
1. Reaksi tahap peratama

Reaksi yang terjadi :

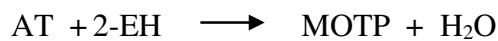


Pada tahap pertama dijelaskan bahwa proses berlangsung sangat lambat (Dazhuang dkk., 2006). Pada tahap pertama reaksi terjadi dalam suasana heterogen.

2. Reaksi Tahap Kedua:



Pada tahap kedua ini terbentuk DOTP. Reaksi tahap kedua ini berlangsung dengan sangat cepat jika dibandingkan dengan reaksi tahap pertama, karena reaksi ini berlangsung dalam suasana homogen. Karena reaksi kedua berlangsung secara cepat dan reaksi pertama berjalan secara lambat, maka yang menjadi reaksi pembatas adalah reaksi pertama. Kedua reaksi berjalan secara berurutan (Dazhuang, 2006).



| | | | | |
|----------|-------|--------|-------|-------|
| Awal | 6,013 | 15,037 | - | - |
| Bereaksi | 5,892 | 5,892 | 5,892 | 5,892 |
| Sisa | 0,120 | 9,144 | 5,892 | 5,892 |

- Total AT sisa:
= 0,120 kmol/jam = 19,98 kg/jam
- Total 2-EH sisa:
= 9,144 kmol/jam = 789,768 kg/jam
- Total monoethyl terephthalate terbentuk:
= 5,892 kmol/jam = 1.640,256 kg/jam
- Total air terbentuk:
= 5,892 kmol/jam = 106,162 kg/jam

Karena reaksi berjalan berurutan maka sisa bahan baku dari reaksi pertama akan menjadi perhitungan mula-mula untuk reaksi kedua, sehingga:

| | MOTP + | 2-EH | → | DOTP + | H ₂ O |
|----------|--------|-------|---|--------|------------------|
| Awal | 5,892 | 6,133 | | - | 5,892 |
| Bereaksi | 5,892 | 5,892 | | 5,892 | 5,892 |
| Sisa | 0,000 | 0,240 | | 5,892 | 11,768 |

- Total monoethyl terephthalate sisa:
= 0 kmol/jam = 0 kg/jam
- Total 2-EH sisa:
= 0,240 kmol/jam = 31,324 kg/jam
- Total DOTP terbentuk:
= 5,892 kmol/jam = 2.301,565 kg/jam
- Total air terbentuk:
= 11,768 kmol/jam = 212,324 kg/jam

Total air yang terkandung :

= Air dari aliran 4 + Air dari aliran 8 + Total air terbentuk

= (11 + 5,82 + 212,324) = 229,1 kg/jam

Tabel 3.1. Neraca Massa Reaktor

| Komponen | Kg/Jam | Masuk (kmol/jam) | Fraksi Mol | Kg/Jam | Keluar (kmol/jam) | Fraksi Mol |
|--------------------------------|-----------------|---------------------|------------|-----------------|----------------------|------------|
| AT | 999 | 6,01 | 0,31 | 19,98 | 0,12 | 0,006 |
| 2-EH | 1.566,21 | 12,02 | 0,63 | 31,32 | 0,24 | 0,012 |
| DOTP | 0 | 0 | 0 | 2.301,56 | 5,89 | 0,309 |
| H ₂ O | 16,82 | 0,93 | 0,04 | 229,14 | 12,72 | 0,666 |
| H ₂ SO ₄ | 9,79 | 0,09 | 0,00 | 9,79 | 0,09 | 0,005 |
| Total | 2.591,82 | 19,07 | 1 | 2.591,82 | 19,07 | 1 |

$$P_i^* = \text{Exp}\left(A + \frac{B}{C+T} + D(T) + E(T^2) + F \ln(T)\right) \quad (\text{Pers. 1})$$

$$P_i^* = \text{Exp}\left(A + \frac{B}{C+T} + D \ln(T) + E(T^F)\right) \quad (\text{Pers. 2})$$

Untuk menentukan tekanan uap masing-masing zat digunakan persamaan Antoine:

$$m = P_i^*/P \quad (\text{Pers.9-19 Treyball})$$

Komposisi uap:

$$y * i . D = \frac{Z_i F \left(\frac{D}{D} + 1\right)}{1 + \left(\frac{D}{D}\right)} \quad (\text{Pers. 9-37 Treyball})$$

$$\sum y * D = 1 \quad (\text{Pers. 9-38 Treyball})$$

Komposisi liquid:

$$x * i . w = \frac{Z_i F (W/D + 1)}{\square + \left(\frac{D}{D}\right)} \quad (\text{Pers. 9-39 Treyball})$$

$$\sum x_w = 1$$

(Pers. 9-39 Treyball)

Keterangan:

$y^*_{i,D}$ = fraksi mol komponen i dalam fase uap

$x^*_{i,W}$ = fraksi mol komponen i dalam fasa cair

W = laju pembentukan *liquid*

D = laju pembentukan uap

P^* = Tekanan uap

m = koefisien kesetimbangan uap

$Z_{i,F}$ = fraksi mol komponen i dalam *feed*

Dengan Trial dan Error didapat nilai $W/D = 0,715$

$$F = W + D$$

$$W + D = 19,073$$

$$1,894 + D = 19,073$$

$$D = 11,115$$

$$W = 7,957$$

Tabel 3.2. Komponen Keluaran Reaktor Fasa Liquid (*Bottom*)

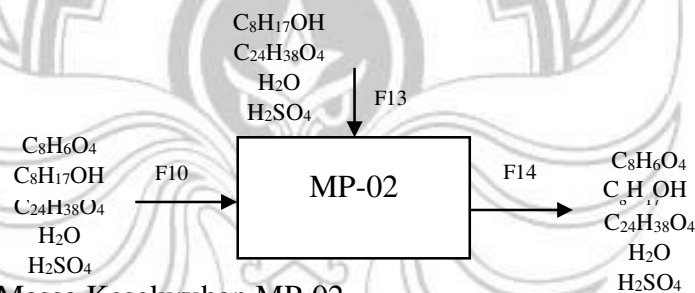
| Komponen | n (kmol) | P_i^* (atm) | m | x_w | Cair (kmol) | Cair (kg) |
|--------------------------------|---------------|---------------|------|--------------|--------------|-----------------|
| AT | 0,12 | 0,00 | 0,00 | 0,01 | 0,12 | 19,97 |
| 2-EH | 0,24 | 0,34 | 0,34 | 0,02 | 0,16 | 21,15 |
| DOTP | 5,89 | 0,00 | 0,00 | 0,74 | 5,89 | 2.301,56 |
| H ₂ O | 12,72 | 4,69 | 4,69 | 0,21 | 1,68 | 30,31 |
| H ₂ SO ₄ | 0,10 | 0,00 | 0,00 | 0,01 | 0,09 | 9,74 |
| Total | 19,073 | | | 1,000 | 7,958 | 2.382,76 |

Tabel 3.5. Neraca Massa Keseluruhan Reaktor

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | | Keluar(Kg/Jam) |
|--------------------------------|----------------|----------|----------------|
| | Aliran 5 | Aliran 8 | Aliran 9 |
| AT | 999 | 0 | 20 |
| 2-EH | 999 | 566 | 21,2 |
| DOTP | 0 | 0 | 2.301,6 |
| H ₂ O | 11 | 5,8 | 229,1 |
| H ₂ SO ₄ | 0 | 9,8 | 9,7 |
| Subtotal | 2000 | 581,7 | 2.591,7 |
| Total | 2.591,7 | | 2.591,7 |

4. Mixing Point-02 (MP-02)

Mixing tank berfungsi menggabungkan aliran dari C-01 dan RDVF.

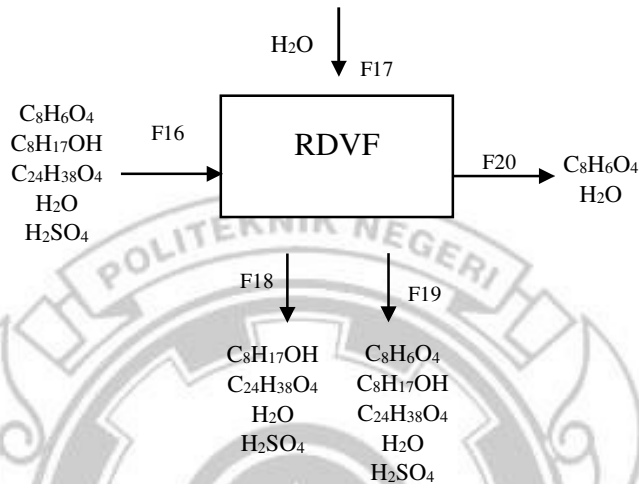


Tabel 4.1. Neraca Massa Keseluruhan MP-02

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) |
|--------------------------------|----------------|-----------|-----------------|
| | Aliran 10 | Aliran 13 | Aliran 14 |
| AT | 20,0 | 0 | 20,0 |
| 2-EH | 21,2 | 0,2 | 21,4 |
| DOTP | 2.301,6 | 23,2 | 2.324,8 |
| H ₂ O | 229,1 | 46,5 | 275,6 |
| H ₂ SO ₄ | 9,7 | 0,1 | 9,8 |
| Subtotal | 2.581,6 | 70 | 2.651,6 |
| Total | 2.651,6 | | 2.651,6 |

5. Rotary Drum Vacum Filter (RDVF)

Rotary Drum Filter ini berfungsi untuk memisahkan filtrat dan *cake* asam tereftalat dengan berdasarkan perbedaan ukuran partikel zat.



Terdapat dua proses di dalam RDF, yaitu proses filtrasi dan proses pencucian hasil filtrasi.

- Proses Filtrasi

Komposisi *input* dari Aliran 12

| Komponen | Aliran <i>Input</i> RDVF (kg/jam) |
|--------------------------------|-----------------------------------|
| AT | 20,00 |
| 2-EH | 21,4 |
| DOTP | 2.324,8 |
| H ₂ O | 275,6 |
| H ₂ SO ₄ | 9,8 |
| Total | 2.651,6 |

Asumsi efisiensi RDVF = 99%

- Komposisi Output filtrat

$$\text{C}_8\text{H}_6\text{O}_4 = 0,1\% \times 20,0 \text{ kg/jam} = 0,19 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{C}_8\text{H}_{17}\text{OH} &= 99\% \times 21,4 \text{ kg/jam} && = 21,14 \text{ kg/jam} \\ \text{C}_{24}\text{H}_{38}\text{O}_4 &= 99\% \times 2324,8 \text{ kg/jam} && = 2.301,51 \text{ kg/jam} \\ \text{H}_2\text{O} &= 99\% \times 275,6 \text{ kg/jam} && = 272,8 \text{ kg/jam} \\ \text{H}_2\text{SO}_4 &= 99\% \times 9,8 \text{ kg/jam} && = 9,75 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Komposisi Filter Cake hasil filtrasi

$$\begin{aligned} \text{C}_8\text{H}_6\text{O}_4 &= (20,0 - 0,199) \text{ kg/jam} && = 19,8 \text{ kg/jam} \\ \text{C}_8\text{H}_{17}\text{OH} &= (21,4 - 21,144) \text{ kg/jam} && = 0,2 \text{ kg/jam} \\ \text{C}_{24}\text{H}_{38}\text{O}_4 &= (2.324,8 - 2.301,518) \text{ kg/jam} && = 23,2 \text{ kg/jam} \\ \text{H}_2\text{O} &= (275,6 - 272,8) \text{ kg/jam} && = 2,8 \text{ kg/jam} \\ \text{H}_2\text{SO}_4 &= (9,8 - 9,750) \text{ kg/jam} && = 0,1 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Tabel 5.1. Neraca Massa Proses RDVF

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) | |
|--------------------------------|----------------|----------|-----------------|----------------|
| | Aliran 12 | Filtrat | | Cake |
| AT | 20,0 | 0,19 | | 19,8 |
| 2-EH | 21,4 | 21,14 | | 0,2 |
| DOTP | 2.324,8 | 2.301,51 | | 23,2 |
| H ₂ O | 275,6 | 272,8 | | 2,8 |
| H ₂ SO ₄ | 9,8 | 9,75 | | 0,1 |
| Subtotal | 2.651,6 | 2.608,50 | | 46,1 |
| Total | 2.651,6 | | | 2.651,6 |

Proses Pencucian

- Perhitungan massa wash water

Cake diharapkan memiliki impuritis seminimal mungkin, oleh karena itu *cake* perlu dicuci menggunakan *wash water*. Massa *wash water*

yang dibutuhkan dapat dihitung menggunakan persamaan *wash ratio* (N) sebagai berikut:

$$N = \frac{\text{Massa Wash Water}}{\text{Massa } \square \text{ dalam } \square}$$

(Perry's Chemical Engineers Handbook 8th Edition, Hal. 18-92)

- Massa liquid dalam *Cake* pad filter cake:

$$\begin{aligned} &= \text{Massa 2-EH} + \text{Massa DOTP} + \text{Massa H}_2\text{O} + \text{Massa H}_2\text{SO}_4 \\ &= (0,2 + 23,2 + 2,8 + 0,1) \\ &= 26,3 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- *Wash Ratio* (N):

Berdasarkan grafik 18- 116 *Perry's Chemical Engineers Handbook 8th Edition*, Hal. 18-92 untuk memperoleh kadar impuritis *liquid* 2-EH, DOTP, dan asam sulfat seminimal mungkin yaitu 4%, maka digunakan nilai *wash ratio* (N) sebesar 2. Berdasarkan hal tersebut diperoleh:

$$\begin{aligned} \text{Massa wash water} &= N \times \text{massa liquid dalam cake} \\ &= 2 \times 26,3 \text{ kg/jam} = 52,63 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Persen *liquid* dalam *cake* setelah pencucian (%R) = 4% (Grafik 18-116 Perry Ed.8), maka massa *liquid* dalam *cake* setelah pencucian.

$$\begin{aligned} &= 4\% \times (\text{wash water F18} + \text{massa liquid dalam cake sebelum pencucian}) \\ &= 4\% \times (52,63 + 26,3) \text{ kg/jam} = 3,157 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

- Komposisi output pada F filtrat washing cake

Diasumsikan bahwa seluruh komponen *liquid* larut di dalam air.

$C_8H_{17}OH = 0,2 \text{ kg/jam}$

$C_{24}H_{38}O_4 = 23,2 \text{ kg/jam}$

$H_2O = 52,2 \text{ kg/jam}$

$H_2SO_4 = 0,1 \text{ kg/jam}$

- Komposisi keluaran pada F wash cake :

$C_8H_6O_4 = 19,8 \text{ kg/jam}$

$H_2O = 3,15 \text{ kg/jam}$

Tabel 5.2. Neraca Massa Setelah Pencucian

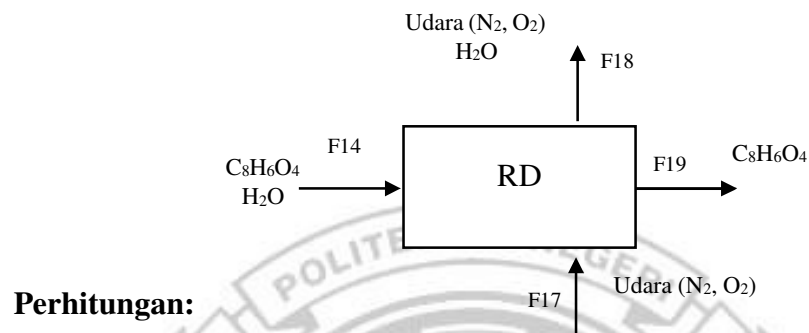
| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) | |
|--------------|----------------|------------|-----------------|-----------------|
| | Filter Cake | Wash Water | Wash Cake | Filtrate Washed |
| AT | 19,8 | 0 | 19,8 | 0 |
| 2-EH | 0,2 | 0 | 0 | 0,2 |
| DOTP | 23,2 | 0 | 0 | 23,2 |
| H_2O | 2,8 | 52,6 | 3,15 | 52,6 |
| H_2SO_4 | 0,1 | 0 | 0 | 0,1 |
| Subtotal | 46,1 | 52,6 | 22,9 | 75,79 |
| Total | 98,7 | | 98,7 | |

Tabel 5.3. Neraca Massa Keseluruhan RDVF

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | | Keluar (kg/jam) | |
|--------------|------------------|-----------|------------------|-----------------|-----------|
| | Aliran 11 | Aliran 12 | Aliran 15 | Aliran 14 | Aliran 16 |
| AT | 19,98 | 0 | 0,20 | 19,78 | 0 |
| 2-EH | 21,35 | 0 | 21,14 | 0 | 0,2 |
| DOTP | 2.324,76 | 0 | 2.301,51 | 0 | 23,2 |
| H_2O | 275,64 | 52,6 | 272,88 | 3,15 | 52,2 |
| H_2SO_4 | 9,84 | 0 | 9,75 | 0 | 0,1 |
| Subtotal | 2.651,59 | 52,63 | 2.605,50 | 22,9 | 75,79 |
| Total | 2.704,230 | | 2.704,230 | | |

6. Rotary Dryer (RD)

Rotary Dryer berfungsi untuk menguapkan kandungan air yang terdapat di dalam *filtrate cake* dari RDVF.



Perhitungan:

Diasumsikan udara tersusun dari 79% Nitrogen (N₂) dan 21% (O₂)

Kebutuhan udara pada RD = 23,243 kg/jam

$$\text{N}_2 = 0,79 \times 23,243 \text{ kg/jam} = 18,35 \text{ kg/jam}$$

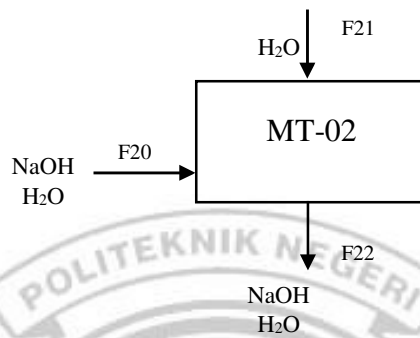
$$\text{O}_2 = 0,21 \times 23,243 \text{ kg/jam} = 4,88 \text{ kg/jam}$$

Tabel 6.1. Neraca Massa Keseluruhan RD

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | | Keluar (Kg/Jam) | |
|------------------|----------------|-----------|-----------------|-----------|
| | Aliran 14 | Aliran 17 | Aliran 18 | Aliran 19 |
| AT | 19,78 | 0 | 0 | 19,78 |
| H ₂ O | 3,15 | 0 | 3,15 | 0 |
| N ₂ | 0 | 18,35 | 18,35 | 0 |
| O ₂ | 0 | 4,88 | 4,88 | 0 |
| Subtotal | 22,938 | 23,24 | 26,39 | 19,78 |
| Total | 46,17 | | 46,17 | |

7. Mixing Tank 02 (MT-02)

Mixing Tank berfungsi untuk mengencerkan larutan NaOH 48% menjadi larutan NaOH 10%



➤ Perhitungan:

Tabel 7.1. Komposisi aliran dari T-3:

| Komponen | kg/Jam | Fraksi Massa (%) |
|------------------|---------------|------------------|
| NaOH | 0,0049 | 0,48 |
| H ₂ O | 0,0053 | 0,52 |
| Sub Total | 0,0103 | 1 |

Dilakukan pengenceran berdasarkan % berat dengan menggunakan rumus:

$$\%1 \times M1 = \%2 \times M2$$

$$0,48 \times 0,0103 = 0,1 \times M2$$

$$M2 = 0,0539$$

Maka banyaknya air yang harus ditambahkan ke dalam MT-02:

$$= (0,0539 - 0,0103) \text{ kg/jam}$$

$$= 0,0435 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Total Air} = (0,0053 + 0,0435) \text{ kg/jam}$$

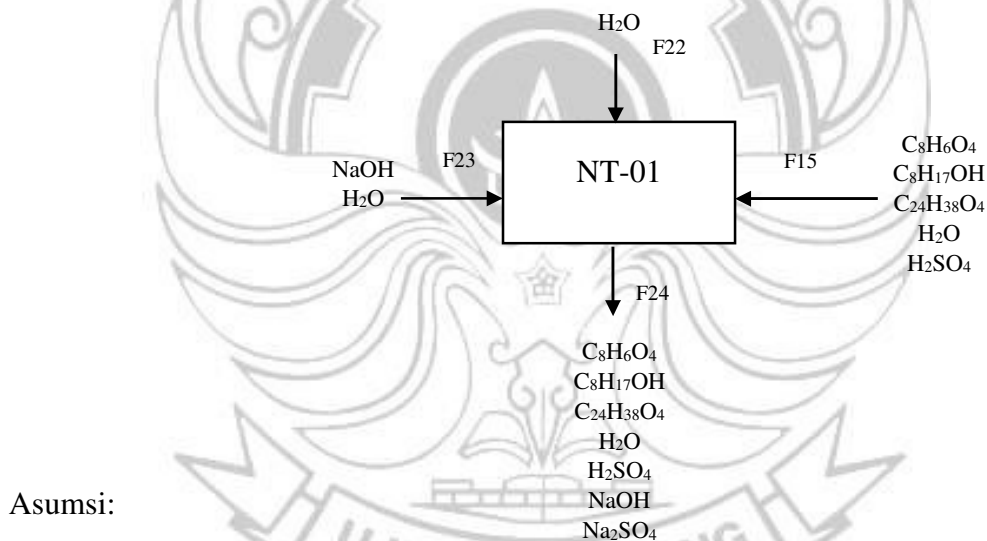
$$= 0,0489 \text{ kg/jam}$$

Tabel 7.2 Neraca Massa Keseluruhan Mixing Tank – 02

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | | Keluar (Kg/Jam) |
|------------------|----------------|-----------|-----------------|
| | Aliran 20 | Aliran 21 | Aliran 22 |
| NaOH | 0,0049 | 0 | 0,0049 |
| H ₂ O | 0,0053 | 0,043 | 0,0488 |
| Subtotal | 0,0103 | 0,043 | 0,0538 |
| Total | 0,053 | | 0,053 |

8. Neutralizer Tank (NT)

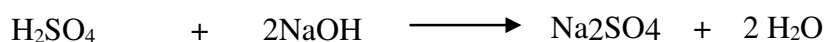
Neutralizer berfungsi sebagai tempat berlangsungnya suatu reaksi netralisasi katalis H₂SO₄ dengan menggunakan larutan NaOH 10%.



Asumsi:

1. Reaksi netralisasi berlangsung secara sempurna (konversi 100%)
2. Setelah reaksi, dilakukan proses pencucian dengan menggunakan air.

Reaksi yang terjadi di dalam NT:



Perhitungan proses netralisasi

- Komponen dari RDVF

Tabel 8.1. Komponen RDVF

| Komponen | Kg/jam | Kmol/jam |
|--------------------------------|-----------------|---------------|
| AT | 0,20 | 0,001 |
| 2-EH | 21,14 | 0,162 |
| DOTP | 2.301,51 | 5,892 |
| H ₂ O | 272,88 | 18,015 |
| H ₂ SO ₄ | 9,75 | 0,099 |
| Total | 2.605,50 | 24,170 |

- Menghitung kebutuhan NaOH:

Menurut Patent (US 2020/0010399 A1). NaOH yang direaksikan harus memiliki jumlah molar yang sama (equimolar) dengan jumlah molar katalis H₂SO₄, sehingga:

Menghitung Kebutuhan NaOH = 1:1

$$= 1 \times 0,0994 \text{ kmol/jam} = 0,0994 \text{ kmol/jam}$$

| | H ₂ SO ₄ | 2NaOH | Na ₂ SO ₄ | 2H ₂ O |
|----------|--------------------------------|-------|---------------------------------|-------------------|
| Awal | 0,099 | 0,198 | - | - |
| Bereaksi | 0,097 | 0,194 | 0,097 | 0,194 |
| Sisa | 0,001 | 0,003 | 0,097 | 0,194 |

Na₂SO₄ yang terbentuk:

$$= 0,097 \text{ kmol/jam} = 13,838 \text{ kg/jam}$$

H₂O yang terbentuk:

$$= 0,194 \text{ kmol/jam} = 3,510 \text{ kg/jam}$$

Perhitungan proses Pencucian

Berdasarkan Patent (US 2020/0010399 A1), proses pencucian digunakan air, dengan kuantitas (1:2) terhadap jumlah larutan NaOH.

Komponen aliran NaOH 10% dari MT-02 (Aliran 23):

$$\text{NaOH} = 0,004 \text{ kg/jam}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 0,049 \text{ kg/jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Total} &= (0,004 + 0,049) \text{ kg/jam} \\ &= 0,054 \text{ kg/jam} \end{aligned}$$

Maka jumlah air cucian yang dibutuhkan untuk melakukan pencucian adalah

$$= 2 \times 0,054 \text{ kg/jam}$$

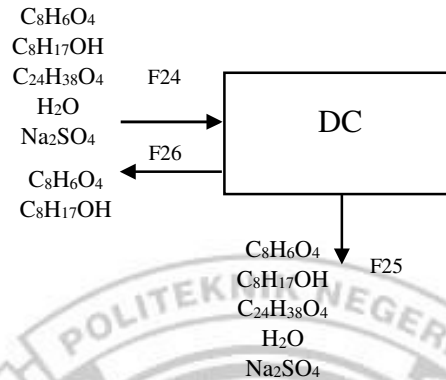
$$= 0,107 \text{ kg/jam}$$

Tabel 8.2. Neraca Massa Keseluruhan NT

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | | | Keluar (Kg/Jam) |
|---------------------------------|----------------|-----------------|-----------|-----------------|
| | Aliran 15 | Aliran 23 | Aliran 22 | Aliran 24 |
| AT | 0,20 | 0 | 0 | 0,20 |
| 2-EH | 21,14 | 0 | 0 | 21,14 |
| DOTP | 2.301,51 | 0 | 0 | 2.301,51 |
| H ₂ O | 272,88 | 0,04 | 0,107 | 276,55 |
| H ₂ SO ₄ | 9,75 | 0 | 0 | 0,19 |
| NaOH | 0 | 7,95 | 0 | 0,15 |
| Na ₂ SO ₄ | 0 | 0 | 0 | 13,83 |
| Subtotal | 2.605,50 | 8,001 | 0,107 | 2.613,61 |
| Total | | 2.613,61 | | 2.613,61 |

9. Decanter (DC)

Decanter berfungsi untuk memisahkan air dan Na_2SO_4 dengan DOTP dan 2-EH berdasarkan pada perbedaan densitas dan kelarutan.



Tabel 9.1. Properties Senyawa

| Senyawa | ρ (kg/m ³) |
|---------------------------------|-----------------------------|
| AT | 1519 |
| 2-EH | 834,4 |
| DOTP | 986 |
| H ₂ O | 995,67 |
| Na ₂ SO ₄ | 2671 |

Dengan menggunakan densitas H₂O referensi, maka:

ρ senyawa < ρ air = Fase Kontinyu

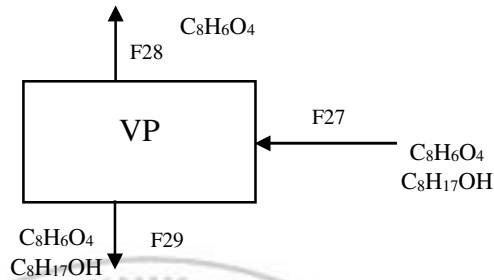
ρ senyawa > ρ air = Fase Terdispersi

Tabel 9.2. Neraca Massa Keseluruhan DC

| Komponen | Masuk (kg/jam) | | Keluar (kg/jam) |
|---------------------------------|------------------|-----------|------------------|
| | Aliran 24 | Aliran 25 | Aliran 26 |
| AT | 0,200 | 0,200 | 0 |
| 2-EH | 21,144 | 0 | 21,144 |
| DOTP | 2.301,518 | 0 | 2.301,518 |
| H ₂ O | 276,55 | 276,55 | 0 |
| Na ₂ SO ₄ | 13,839 | 13,839 | 0 |
| Subtotal | 2.613,257 | 290,594 | 2.322,662 |
| Total | 2.613,257 | | 2.613,257 |

10. Vaporizer (VP)

Vaporizer berfungsi sebagai tempat penguapan 2-EH yang masih terdapat di dalam produk DOTP dan berfungsi sebagai purifikasi produk.



Perhitungan:

- Komposisi komponen *Feed* VP dari DC

Tabel 10.1. Komposisi Komponen Feed VP

| Komponen | Kg/Jam | Kmol/Jam |
|--------------|------------------|--------------|
| 2-EH | 21,144 | 0,162 |
| DOTP | 2.301,518 | 5,892 |
| Total | 2.322,662 | 6,055 |

Diasumsikan Efisiensi: 90%

2-EH Yang Keluar = Aliran 31 x 90%

$$= 21,44 \times 90\%$$

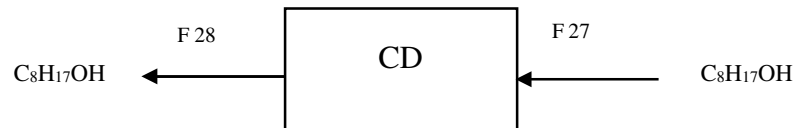
$$= 19,030 \text{ kg/jam}$$

Tabel 10.2. Neraca Massa Keseluruhan VP

| Komponen | Masuk (Kg/Jam) | | Keluar (Kg/Jam) | |
|--------------|------------------|-----------|------------------|-----------|
| | Aliran 27 | Aliran 28 | Aliran 28 | Aliran 29 |
| 2-EH | 21,144 | 19,030 | 19,030 | 2,114 |
| DOTP | 2.301,518 | 0 | 0 | 2.301,518 |
| Subtotal | 2.322,662 | 19,030 | 19,030 | 2.303,632 |
| Total | 2.322,662 | | 2.322,662 | |

11. Condensor (CD)

Condensor berfungsi untuk mengkondensasikan fasa uap campuran 2-EH menjadi fasa cair.



Tabel 11.1. Neraca Massa Keseluruhan CD

| Komponen | Masuk (kg/jam) | Keluar (kg/jam) |
|------------------|----------------|-----------------|
| | Aliran 27 | Aliran 28 |
| AT | 0 | 0 |
| 2-EH | 2,114 | 2,114 |
| DOTP | 0 | 0 |
| H ₂ O | 0 | 0 |
| Total | 2,114 | 2,114 |



LAMPIRAN B PERHITUNGAN NERACA PANAS

Kapasitas Produksi : 50.000 ton/tahun

Operasi Pabrik : 330 hari/tahun

Basis Bahan Baku : 100 kg/jam asam tereftalat

Bahan Baku : asam tereftalat (AT) dan
2-etil heksanol (2-EH)

Produk : *dioktil terephthalate* (DOTP)

Panas yang dihitung pada neraca panas ini, meliputi :

A. Panas sensibel, panas yang dihitung apabila terjadi perubahan temperatur.

$$Q = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

dengan:

$$\Delta T = T - T_{ref}$$

Q : Panas sensibel yang dihasilkan atau dikeluarkan (kJ)

C_p : Kapasitas panas (kJ/kmol.K)

n : Mol senyawa (kmol)

T_{ref} : Temperatur referensi (25°C)

T : Temperatur senyawa (°C)

Keterangan:

$$\begin{aligned} C_p \cdot \Delta T &= \int_{T_{ref}}^T C_p dT \\ &= \int_{T_{ref}}^T (a + bT + cT^2) dT \\ &= aT + \frac{b}{2} T^2 + \frac{c}{3} T^3 \end{aligned}$$

$$= A(T - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T^3 - T_{ref}^3)$$

B. Panas laten, panas yang dihitung apabila terdapat perubahan fase.

$$Q = n \cdot \Delta H_v$$

dengan:

Q : Panas laten senyawa (kJ)

n : Mol senyawa (kmol)

ΔH_v : Panas penguapan (kJ/kmol)

Menghitung panas laten pada temperatur tertentu dihitung dengan menggunakan persamaan Watson (Sinnott, 2005):

$$\Delta H_v = H_{v,b} \left[\frac{T_c - T}{T_c - T_b} \right]^{0,38}$$

dengan:

ΔH_v : Panas laten pada temperatur T

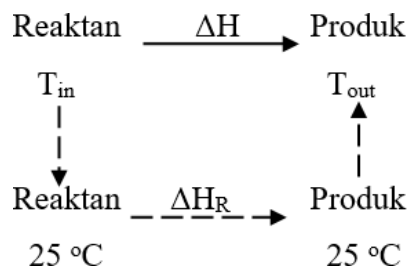
$\Delta H_{v,b}$: Panas laten pada temperatur *boiling point* T_b

T_b : *Normal boiling temperature*

T_c : Temperatur kritis

T : Temperatur operasi alat

C. Panas reaksi, untuk menghitung panas yang dihasilkan dari reaksi kimia di reaktor dengan menggunakan Hukum *Hess* (Felder dan Rousseau, 2005):



Jalur proses untuk metode panas reaksi

$$\Delta H_{R298.15\text{ K}} = \Delta H_{f\text{ produk}} - \Delta H_{f\text{ reaktan}}$$

Sehingga untuk kondisi temperatur reaksi bukan pada 25°C, panas reaksi dihitung dengan menggunakan rumus (Felder dan Rousseau, 2005):

$$\Delta H_R = \Delta H_{R298.15\text{ K}} + \sum_{\text{produk}} n_f \int C_{p,d} T - \sum_{\text{reaktan}} n_f \int C_{p,d} T$$

Tabel B.1 Data Cp Solid (J/mol.K) Tiap Komponen

| Komponen | | Cp Solid (J/mol.K) ; T=K | | | | | |
|--|--------------------------|--------------------------|--------|---------|----------|-----|----------|
| Formula | Nama | A | B | C | Tmin-max | T | Cp @T |
| C ₈ H ₆ O ₄ | <i>Terephthalic Acid</i> | -26 | 0,6340 | 0,000 | 318-398 | 318 | 175,6120 |
| C ₈ H ₁₇ OH | <i>2-Ethyl-1-Hexanol</i> | 8,0 | 0,8563 | 0,000 | 80-190 | 190 | 190,6900 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | <i>Diocetyl</i> | -25,113 | 3,5386 | -0,0065 | 10-170 | 170 | 387,4100 |
| | <i>Terephthalate</i> | | | | | | |
| H ₂ O | <i>Water</i> | 9,695 | 0,0750 | 0,0000 | 100-260 | 260 | 29,0060 |
| H ₂ SO ₄ | <i>Sulfuric Acid</i> | -34,353 | 0,7021 | -0,0006 | 240-280 | 280 | 114,2920 |
| NaOH | <i>Sodium Hidrokside</i> | 51,234 | 0,0131 | 0,0000 | 250-500 | 500 | 63,6180 |
| Na ₂ SO ₄ | <i>Sodium Sulfate</i> | 12,202 | 0,5814 | -0,0006 | 59-458 | 458 | 151,2560 |

Referensi: Yaws, 1999. Tabel 4

Tabel B.2 Data Cp Liquid (J/mol.K) Tiap Komponen

| Komponen | | Cp Liquid (J/mol.K) ; T=K | | | | | | |
|--|-----------------------------------|---------------------------|---------|---------|--------|---------------|--------|----------|
| Formula | Nama | A | B | C | D | Tmin- max | T | Cp @T |
| C ₈ H ₆ O ₄ | <i>Terephthalic Acid</i> | -561,3190 | 3,4561 | -0,0046 | 0,0000 | 710-973 | 720,15 | 388,1100 |
| C ₈ H ₁₇ OH | <i>2-Ethyl-1-Hexanol</i> | 149,5600 | 0,9790 | -0,0026 | 0,0000 | 204-576 | 298,15 | 291,0400 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | <i>Diocetyl Terephthalate</i> | 370,5240 | 1,9804 | -0,0042 | 0,0000 | 224-725 | 298,15 | 704,6600 |
| H ₂ O | <i>Water</i> | 92,0530 | -0,0400 | -0,0002 | 0,0000 | 273-615 | 298,15 | 75,5500 |
| H ₂ SO ₄ | <i>Sulfuric Acid</i> | 26,0040 | 0,7034 | -0,0014 | 0,0000 | 191-355 | 298,15 | 139,9500 |
| NaOH | <i>Sodium Hidroxide</i> | 87,6390 | -0,0005 | 0,0000 | 0,0000 | 600-2700 | - | - |
| Na ₂ SO ₄ | <i>Sodium Sulfate</i> | 233,5150 | -0,0095 | 0,0000 | 0,0000 | 1157- 3515 | - | - |

Referensi: Yaws, 1999. Tabel 3

Tabel B.3 Data Cp Gas (J/mol.K) Tiap Komponen

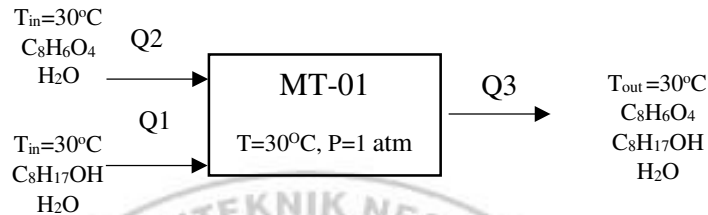
| Komponen | | Cp Gas (J/mol.K) ; T=K | | | | | | |
|--|-----------------------------------|------------------------|---------|---------|-------------|--------|----------|--|
| Formula | Nama | A | B | C | Tmin-max | T | Cp @T | |
| C ₈ H ₆ O ₄ | <i>Terephthalic Acid</i> | -48,3740 | 0,6932 | -0,0004 | 298.15-1500 | 298,15 | 0,0000 | |
| C ₈ H ₁₇ OH | <i>2-Ethyl-1- Hexanol</i> | -8,5770 | 0,8385 | -0,0005 | 298.15-1500 | 298,15 | 199,8400 | |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | <i>Diocetyl Terephthalate</i> | -82,5240 | 2,2568 | -0,0013 | 298.15-1100 | 298,15 | 482,1500 | |
| H ₂ O | <i>Water</i> | 33,9330 | -0,0084 | 0,0000 | 100-1500 | - | - | |
| H ₂ SO ₄ | <i>Sulfuric Acid</i> | 9,4860 | 0,3380 | -0,0004 | 100-1500 | - | - | |
| NaOH | <i>Sodium Hidroxide</i> | 22,2460 | 0,1423 | -0,0002 | 100-1500 | - | - | |
| Na ₂ SO ₄ | <i>Sodium Sulfate</i> | 23,3490 | 0,4013 | -0,0005 | 100-1500 | - | - | |

Referensi: Yaws, 1999. Tabel 2

1. MIXING TANK 01 (MT-01)

Mixing tank 01 berfungsi sebagai tempat pencampuran AT dan 2-EH, dengan cara pengadukan pada suhu 30°C.

Gambar:



Perhitungan Panas Masuk MT-01

- Panas sensibel aliran Q₃ pada temperatur 30°C (data Cp ΔT dapat dilihat pada Tabel L I.2. Kapasitas Panas Temperatur 30°C

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$\left[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3) + \frac{D}{4}(T_{in}^4 - T_{ref}^4) \right]$$

$$\left[-26,000 (303,15 - 298,15) + \frac{0,6340}{2} (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000}{3} (303,15^3 - 298,15^3) + \frac{0,000}{4} (303,15^4 - 298,15^4) \right]$$

$$823,061 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{C_8H_6O_4} = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$= 16,344 \text{ kmol/jam} \times 823,06 \text{ kJ/kmol} = 13.452,65 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 1.1 Panas sensibel (Q₂) masuk MT-01 pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q2 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 16,34 | 823,06 | 13.452,65 |
| H ₂ O | 0,15 | 377,53 | 56,96 |
| Total | 16,49 | | 13.509,61 |

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[149,5600 (303,15-298,15) + \frac{0,9790}{2} (303,15-298,15)^2 + \frac{-0,0026}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

1.458,205 kJ/kmol

- Panas sensibel aliran Q1 pada temperatur 30°C (data Cp ΔT dapat dilihat pada Tabel L I.2. Kapasitas Panas Temperatur 30°C).

$$\begin{aligned} Q_{C_8H_{17}OH} &= n \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 20,66 \text{ kmol/jam} \times 1.458,20 \text{ kJ/kmol} \\ &= 30.130,16 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel 1.2. Panas Sensibel (Q1) Masuk MT-01 pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q1 (kJ/jam) |
|-----------------------------------|--------------|----------------|------------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 20,63 | 1.458,20 | 30.130,16 |
| H ₂ O | 1,50 | 377,53 | 569,61 |
| Total | 22,17 | | 30.699,77 |

Perhitungan Panas Keluar MT-01

- Panas sensibel aliran Q₃ pada temperatur 30°C

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[-26,000 (303,15-298,15) + \frac{0,6340}{2} (303,15-298,15)^2 + \frac{-0,000}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

823,061 kJ/kmol

$$\begin{aligned} Q_{C_8H_6O_4} &= n \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 16,34 \text{ kmol/jam} \times 823,06 \text{ kJ/mol} \\ &= 13.452,65 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel 1.3 Panas sensibel (Q_3) Keluar MT-01 pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q3 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 16,34 | 823,06 | 13.452,65 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 20,66 | 1.458,20 | 30.130,16 |
| H ₂ O | 1,65 | 377,53 | 626,57 |
| Total | 38,66 | | 44.209,38 |

➤ Analisa Neraca Panas MT-01:

$$Q_{in} = Q_1 + Q_2$$

$$Q_{out} = Q_3$$

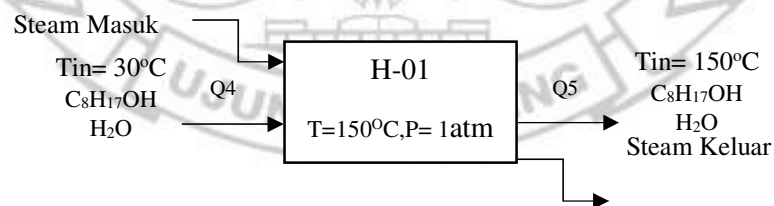
Tabel 1.4 Neraca Panas Keseluruhan MT-01

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q1 | 30.699,77 | 0 |
| Q2 | 13.509,61 | 0 |
| Q3 | 0 | 44.209,38 |
| Total | 44.209,38 | 44.209,38 |

2. HEATER- 01 (H-01)

Heater berfungsi untuk menaikkan temperatur umpan sebelum masuk

Reaktor dari 30°C menjadi 150°C.



Panas Sensibel Masuk H-01

➤ Jumlah kalor yang masuk ke dalam H-01 sama dengan jumlah kalor yang keluar dari MT-01, yaitu sebesar Q_4 :

Tabel 2.1 Panas sensibel (Q₄) Masuk H-01 pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q4 (kJ/jam) |
|--|---------------|----------------|------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 16,34 | 823,06 | 134.52,65 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 20,87 | 1.458,20 | 30.439,57 |
| H ₂ O | 1,66 | 377,53 | 626,57 |
| Total | 38,879 | | 44.518,79 |

Panas Sensibel Keluar H-01

- Panas sensibel aliran keluar H-01 (Q₅) pada temperatur 150°C:

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[-26,000 (423,15-298,15) + \frac{0,6340}{2} (303,15-298,15)^2 + \frac{0,000}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

25.331 kJ /kmol

$$Q_{C_8H_{17}OH} = n \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$= 16,34 \text{ kmol/jam} \times 25.331,51 \text{ kJ/kmol} = 1.235.351,57 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 2.2 Panas Sensibel (Q₅) Keluar H-01 pada 150°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q5 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|---------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 16,34 | 25.331,51 | 41.4035,20 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 20,87 | 38.592,05 | 805.596,96 |
| H ₂ O | 1,66 | 9471,50 | 157.19,40 |
| Total | 38,87 | | 1.235.351,57 |

Menghitung Kebutuhan Steam

- Panas yang dibutuhkan (Q_s) = Panas sensibel keluar (Q₅) – Panas sensibel masuk (Q₄)

$$\text{Panas yang dibutuhkan (Q}_s\text{)} = 1.235.351,57 \text{ kJ/Jam} - 44.518,79 \text{ kJ/Jam}$$

$$= 1.1908.32,78 \text{ kJ/Jam}$$

Sebagai fluida pemanas digunakan *saturated steam* dengan temperatur 200°C. Adapun data *steam* yang digunakan (Smith, 2001):

$$\text{Entalpi Liquid Jenuh (H}_L) = 852,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi Uap Jenuh (H}_v) = 2.790,9 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas Laten (}\lambda) = 1.938,5 \text{ kJ/kg}$$

- Jumlah steam yang dibutuhkan:

$$Q_s = m\lambda$$

$$m = \frac{Q_s}{\lambda}$$

$$m = \frac{1.1908.32,78 \text{ kJ/Jam}}{1.938,5 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 614,306 \text{ kg/jam}$$

Panas Sensibel Pemanas

- Panas yang dibawa *saturated steam* masuk ke H-01

$$Q_{s-in} = m \times \Delta H_v$$

$$Q_{s-in} = 614,30 \text{ kg/jam} \times 2.790,9 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{s-in} = 171.446,49 \text{ kJ/Jam}$$

- Panas yang dibawa *steam* kondensat keluar dari H-01

$$Q_{s-out} = m \times \Delta H_L$$

$$Q_{s-out} = 614,30 \text{ kg/jam} \times 852,4 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{s-out} = 523.634,69 \text{ kJ/Jam}$$

- Analisa Neraca Panas H-01

$$Q_{in} = Q_4 - Q_{Sin}$$

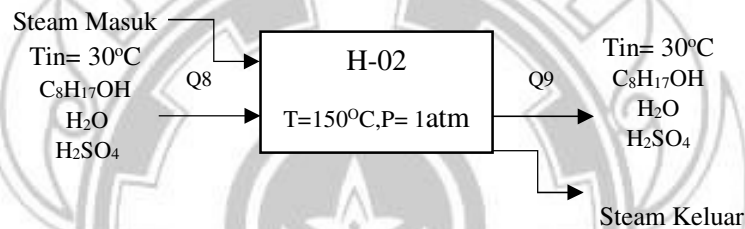
$$Q_{out} = Q_5 + Q_{Sout}$$

Tabel 2.3 Neraca Panas Heater H-01

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q4 | 44.518,79 | 0 |
| Q5 | 0 | 1.235.351,57 |
| Qsteam | 1.714.467,47 | 523.634,69 |
| Total | 1.758.986,27 | 1.758.986,27 |

3. HEATER – 02 (H-02)

Heater 02 berfungsi untuk menaikkan temperatur 2-EH yang masuk pada Reaktor dari 30°C menjadi 150°C.



Panas Sensibel Masuk H-02

- Jumlah kalor yang masuk ke dalam H-02 sama dengan jumlah kalor yang keluar dari MT-01, yaitu sebesar Q_8

Tabel 4.1 Panas Sensibel (Q_8) Masuk H-02 pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q8 (kJ/jam) |
|-----------------------------------|--------------|----------------|------------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 11,81 | 1.458,20 | 17.227,32 |
| H ₂ SO ₄ | 0,27 | 701,65 | 190,37 |
| H ₂ O | 0,87 | 377,53 | 331,65 |
| Total | 12,96 | | 17.749,34 |

Panas Sensibel Keluar H-02

- Panas sensibel aliran keluar H-02 (Q_{10}) pada temperatur 150°C (data Cp ΔT dapat dilihat pada tabel dengan kapasitas panas 150°C).

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[149,5600 (423,15-298,15) + \frac{0,9790}{2} (423,15-298,15)^2 + \frac{0,000}{3} (423,15^3 - 298,15^3)]$$

38.592,051 kJ /kmol

$$Q_{C_8H_{17}OH} = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$= 11,81 \text{ kmol/jam} \times 38.592,05 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 17.227,32 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 5.2 Panas Sensibel (Q₉) Keluar H-02 pada 150°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | C _p ΔT (kJ/kmol) | Q ₉ (kJ/jam) |
|-----------------------------------|--------------|-----------------------------|-------------------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 11,81 | 38.592,05 | 455.928,88 |
| H ₂ SO ₄ | 0,27 | 18.452,23 | 5.006,37 |
| H ₂ O | 0,87 | 9.471,50 | 8.320,43 |
| Total | 1,150 | | 469.255,69 |

Menghitung Kebutuhan Steam

➤ Panas yang dibutuhkan (Q_s) = Panas Sensibel Keluar (Q₉) – Panas Sensibel Masuk (Q₈)

$$\text{Panas yang dibutuhkan (Q}_s) = 469.255,69 \text{ kJ/jam} - 17.749,34 \text{ kJ/jam}$$

$$\text{Panas yang dibutuhkan (Q}_s) = 451.506,34 \text{ kJ/jam}$$

Sebagai fluida pemanas digunakan *saturated steam* dengan temperatur

200°C. Adapun data *steam* yang digunakan (Smith, 2001):

$$\text{Entalpi Liquid Jenuh (H}_L) = 852,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi Uap Jenuh (H}_V) = 2.709,9 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas Laten } (\lambda) = 1.938,5 \text{ kJ/kg}$$

- Jumlah steam yang dibutuhkan:

$$Q_s = m \lambda$$

$$m = \frac{Q_s}{\lambda}$$

$$m = \frac{451.506,34 \text{ kJ}}{1.938,5 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 232,91 \text{ kg/jam}$$

Panas Sensibel Pemanas

- Panas yang dibawa uap *saturated steam* masuk ke H-02

$$Q_{s-in} = m \times \Delta H_v$$

$$Q_{s-in} = 232,91 \text{ kg/jam} \times 2.709,9 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{s-in} = 650,04 \text{ kJ/jam}$$

- Panas yang dibawa *liquid saturated steam* keluar dari H-02:

$$Q_{s-out} = m \times \Delta H_L$$

$$Q_{s-out} = 232,91 \text{ kg/jam} \times 852,4 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{s-out} = 198.537,01 \text{ kJ/jam}$$

- Analisa Neraca Panas H-02:

$$Q_{in} = Q_8 - Q_{Sin}$$

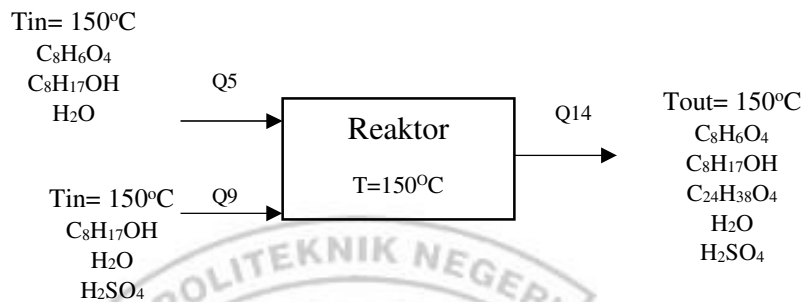
$$Q_{out} = Q_9 + Q_{Sout}$$

Tabel 4.3 Neraca Panas H-02

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q8 | 17.749,34 | 0 |
| Q9 | 0 | 469.255,69 |
| Qsteam | 650.043,36 | 198.537,02 |
| Total | 667.792,716 | 667.792,716 |

4. REAKTOR (R)

Reaktor ini berfungsi sebagai tempat mereaksikan AT dan 2-EH dengan menggunakan katalis asam sulfat.



Persamaan Dasar Neraca Panas

Accumulation = Masuk + Keluar

Masuk = Keluar - Accumulation

$$Q_{in} + Q_{cw-in} = Q_{out} + Q_{in-out} + Q_{reaksi}$$

$$Q_{cw-out} - Q_{cw-in} = Q_{in} - Q_{out} - Q_{reaksi}$$

Jika, $Q_{cw} = Q_{cw-in} + Q_{cw-out}$

Maka, $Q_{cw} = Q_{in} - Q_{out} - Q_{reaksi}$

Perhitungan Panas Masuk Reaktor

- Panas sensibel aliran masuk Reaktor pada temperatur 150°C adalah dengan panas aliran keluar H-01 dan H-02, yaitu sebesar (Q₅) dan (Q₉):

Tabel 4.1 Panas Sensibel (Q₅) Masuk Reaktor dari H-01 pada 150°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q5 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|---------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 16,34 | 25.331,51 | 414.035,20 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 20,87 | 38.592,05 | 805.596,96 |
| H ₂ O | 1,66 | 9.471,50 | 15.719,40 |
| Total | 38,87 | | 1.235.351,57 |

Tabel 4.2 Panas Sensibel (Q_9) Masuk Reaktor dari H-02 pada 150°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | $C_p\Delta T$ (kJ/kmol) | Q_9 (kJ/jam) |
|---------------|--------------|-------------------------|-------------------|
| $C_8H_{17}OH$ | 11,81 | 38.592,05 | 455.928,88 |
| H_2SO_4 | 0,27 | 18.452,23 | 5.006,37 |
| H_2O | 0,87 | 9.471,50 | 8.320,43 |
| Total | 12,96 | | 469.255,69 |

Panas masuk reaktor (Q_{in}):

$$Q_{in} = Q_5 + Q_9$$

$$Q_{in} = (469.255,88 + 1.235.351,57 \text{ kJ/Jam})$$

$$Q_{in} = 1.704.607,27 \text{ kJ/Jam}$$

Perhitungan Panas Keluar Reaktor

- Panas sensibel aliran keluar Reaktor pada temperatur 150°C adalah aliran menuju C-01 (Q_{14})

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[-26.000 (423,15-298,15) + \frac{0,6340}{2} (303,15-298,15)^2 + \frac{0,000}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

25.331 kJ /kmol

$$Q_{C_8H_6O_4} = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$= 11,81 \text{ kmol/jam} \times 25.331,51 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 344.979,98 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 4.3 Panas (Q_{14}) keluar R menuju C-01 (*bottom product*) pada 150°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | $C_p\Delta T$ (kJ/kmol) | Q_{14} (kJ/jam) |
|-------------------|--------------|-------------------------|---------------------|
| $C_8H_6O_4$ | 0,32 | 25.331,51 | 8.280,55 |
| $C_8H_{17}OH$ | 0,44 | 38.592,05 | 17.041,81 |
| $C_{24}H_{38}O_4$ | 16,01 | 93.140,65 | 1.491.879,15 |
| H_2O | 4,57 | 9.471,50 | 43.317,33 |
| H_2SO_4 | 0,27 | 18.452,23 | 5.011,38 |
| Total | 21,63 | | 1.565.530,24 |

- Panas keluar reaktor (Q_{out}):

$$Q_{out} = Q_{14}$$

$$Q_{out} = 348.716,83 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{in} = 1.914.247,08 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan Panas Reaksi Reaktor

- Panas reaksi R adalah panas yang dihasilkan dari reaksi esterifikasi antara AT dan 2-EH menghasilkan DOTP dan air pada temperatur 150°C. Adapun reaksi yang terjadi:

| | | | | | | | |
|----------|-------------|---|-----------------|---|-------------------|---|---------|
| | $C_8H_6O_4$ | + | $2 C_8H_{17}OH$ | → | $C_{24}H_{38}O_4$ | + | $2H_2O$ |
| Awal | 16,34 | | 32,68 | | 0 | | 0 |
| Bereaksi | 16,01 | | 32,03 | | 16,01 | | 32,03 |
| Sisa | 0,066 | | 0,65 | | 16,07 | | 32,03 |

- Perhitungan panas reaksi reaktan pada temperatur 25°C

$$\Delta H^{\circ}_f C_8H_6O_4 = n \cdot H^{\circ}_f$$

$$= 16,01 \text{ kmol/jam} \times -717.900 \text{ kJ/kmol}$$

$$= -11.498.953,8 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 4.5 Panas Pembentukan Reaktan pada 25°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | H°f (kJ/kmol) | ΔH°f (kJ/jam) |
|--|---------------|---------------|------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 16,01 | -717.900 | -11.498.953 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 32,03 | -365.300 | -11.702.375 |
| Total | 48,052 | | -23201330 |

- Perhitungan panas reaksi produk temperatur 25°C

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{of}} \text{ C}_{24}\text{H}_{38}\text{O}_4 &= n \cdot H_{\text{of}} \\ &= 16,01 \text{ kmol/jam} \times -966.720 \text{ kJ/kmol} \\ &= -15.484.424,88 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel 4.6 Panas pembentukan produk pada T = 25°C (298,15 K)

| Senyawa | n (kmol/jam) | H°f (kJ/kmol) | ΔH°f (kJ/jam) |
|--|---------------|---------------|----------------------|
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 16,01 | -966.720 | -15.484.424 |
| H ₂ O | 32,03 | -285.830 | -9.156.556 |
| Total | 48,052 | | -24.640.981,4 |

- Persamaan panas reaksi standar dari panas pembentukan standar:

$$\Delta H_{\text{R}}^{\circ} (298,15\text{K}) = \sum n \cdot \Delta H_{\text{f}}^{\circ} \text{ produk} - \sum n \cdot \Delta H_{\text{f}}^{\circ} \text{ reaktan}$$

Sehingga, jumlah panas reaksi standar:

$$\Delta H_{\text{R}}^{\circ} (298,15 \text{ K}) = \sum n \cdot \Delta H_{\text{f}}^{\circ} \text{ produk} - \sum n \cdot \Delta H_{\text{f}}^{\circ} \text{ reaktan}$$

$$\Delta H_{\text{R}}^{\circ} (298,15 \text{ K}) = [(-24640981,4) - (-23201329,68)] \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_{\text{R}}^{\circ} (298,15 \text{ K}) = -1439651,717 \text{ kJ/jam}$$

- Perhitungan panas sensibel reaktan pada temperatur 150°C

$$\int_{\square}^{\square} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[-26,000 (423,15-298,15) + \frac{0,6340}{2} (303,15-298,15^2) + \frac{0,000}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

25.331 kJ /kmol

$$Q_{C_8H_6O_4} = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$= 16,017 \text{ kmol/jam} \times 25.331,51 \text{ kJ/kmol} = 405.747,17 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 4.7 Panas Sensibel Reaktan pada 150°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q (kJ/jam) |
|--|---------------|----------------|---------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 16,01 | 25.331,51 | 405.747,17 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 32,03 | 38.592,05 | 1.236.295,33 |
| Total | 48,052 | | 1.642.042,51 |

➤ Perhitungan panas sensibel reaktan pada temperatur 150°C

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[370,524 (423,15-298,15) + \frac{1,980}{2} (423,15-298,15^2) + \frac{-0,0042}{3} (423,15^3 - 298,15^3)]$$

93.140,651 kJ /kmol

$$Q_{C_{24}H_{38}O_4} = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$= 16,01 \text{ kmol/jam} \times 93.140,65 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 1.491.879,15 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 4.8 Panas Sensibel Produk pada 150°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q (kJ/jam) |
|--|---------------|----------------|---------------------|
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 16,01 | 93.140,65 | 1.491.879,15 |
| H ₂ O | 32,03 | 9.471,50 | 303.419,34 |
| Total | 48,052 | | 1.795.298,50 |

Sehingga diperoleh panas reaksi, yaitu:

$$\Delta H_R = \Delta H^\circ_R + (\sum \int C_p dT_{\text{(produk)}}) - (\sum \int C_p dT_{\text{(reaktan)}})$$

$$\Delta H_R = -1.439.651,71 \text{ kJ/jam} + [(1.795.298,50) - (1.642.042,51) \text{ kJ/jam}]$$

$$\Delta H_R = -1.439.651,71 \text{ kJ/Jam} + 30.844,56 \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_R = -153.255,98 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_R = -1.286.395,7 \text{ kJ/jam}$$

Analisa Total Panas Reaktor

- Neraca panas pada R

$$Q_{\text{in}} + Q_{\text{cw-in}} = Q_{\text{out}} + Q_R + Q_{\text{cw-out}}$$

$$Q_{\text{cw}} = Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}} - Q_R$$

$$Q_{\text{cw}} = (1.704.607,27 - 1.914.247,08 - (-1286395,73))$$

$$Q_{\text{cw}} = 1.076.755,92 \text{ kJ/jam}$$

Proses yang terjadi di dalam reaktor menghasilkan panas, sehingga diperlukan pendingin.

Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

- Panas yang dibutuhkan (Q_{cw}) = = 1.076.755,92 kJ/jam

Sebagai fluida pendingin digunakan air pendingin dari utilitas. Adapun data air pendingin yang digunakan:

$$C_p \text{ air} = 4,194 \text{ kJ/kg.K}$$

$$T_{\text{cw Masuk}} (T_1) = 28^\circ\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{cw Keluar}} (T_2) = 55^\circ\text{C} = 328,15 \text{ K}$$

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

- Menghitung jumlah pendingin yang dibutuhkan:

$$Q_{cw} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$\square = \frac{Q_{cw}}{C_{pair} \times (T_2 - T_1)}$$

$$\square = \frac{= 1.076.755,924 \text{ kJ/jam}}{4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (328,15 \text{ K} - 301,15 \text{ K})} = 9 508,786133 \text{ kg/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin masuk Reaktor

$$Q_{cw-in} = m \times C_{pair} \times (T_1 - T_{ref})$$

$$Q_{cw-in} = 9 508,78 \text{ kg/jam} \times 4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (301,150 - 298,15) \text{K}$$

$$Q_{cw-in} = 119.639,54 \text{ kJ/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin keluar Reaktor

$$Q_{cw-out} = m \times C_{pair} \times (T_2 - T_{ref})$$

$$Q_{cw-out} = 9.508,78 \text{ kg/jam} \times 4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (328,15 - 298,15) \text{K}$$

$$Q_{cw-out} = 1.196.395,47 \text{ kJ/jam}$$

- **Analisa Neraca Panas Reaktor**

$$Q_{in} = Q_5 + Q_9 + Q_{cw-in}$$

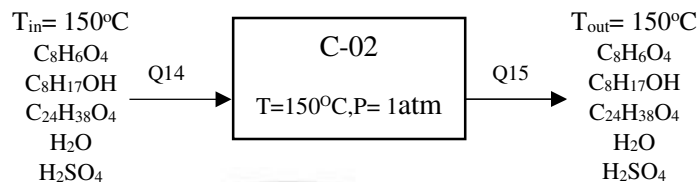
$$Q_{out} = Q_{14} + Q_{cw-out} + Q_R$$

Tabel 4.9 Neraca Panas Reaktor

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q5 | 1.235.351,57 | 0 |
| Q9 | 469.255,69 | 0 |
| Q14 | 0 | 1.565.530,24 |
| QR | 0 | -1.286.395,73 |
| Qcw | 119.639,54 | 1.196.395,47 |
| Total | 1.824.246,82 | 1.824.246,82 |

5. COOLER (C-01)

Cooler-01 berfungsi untuk mendinginkan keluaran bawah Reaktor dari 150°C menjadi 30°C.



Panas Sensibel Masuk C-01

- Jumlah kalor yang masuk ke dalam C-01 sama dengan jumlah kalor yang keluar dari Reaktor, yaitu sebesar Q_{14} .

Tabel 5.1 Panas Sensibel (Q_{14}) Masuk C-01 pada 150°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | $C_p\Delta T$ (kJ/kmol) | Q_{14} (kJ/jam) |
|-------------------|--------------|-------------------------|---------------------|
| $C_8H_6O_4$ | 0,32 | 25.331,51 | 8.280,55 |
| $C_8H_{17}OH$ | 0,44 | 38.592,05 | 17.041,81 |
| $C_{24}H_{38}O_4$ | 16,01 | 93.140,65 | 1.491.879,15 |
| H_2O | 4,57 | 9.471,50 | 43.317,33 |
| H_2SO_4 | 0,27 | 18.452,23 | 5.011,38 |
| Total | 21,35 | | 1.565.530,24 |

Panas Sensibel Keluar C-01

- Panas sensibel aliran keluar C-01 pada temperatur 30°C sebesar Q_{15}

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[-26,000 (303,15-298,15) + \frac{0,6340}{2} (303,15-298,15)^2 + \frac{-0,000}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

$$\mathbf{823,061 \text{ kJ/kmol}}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{C_8H_{17}O_4} &= n \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= 0,32 \text{ kmol/jam} \times 823,06 \text{ kJ/kmol} \\
 &= 269,04 \text{ kJ/jam}
 \end{aligned}$$

Tabel 5.2 Panas Sensibel (Q_{15}) Keluar C-01 pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q15 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 0,32 | 823,06 | 269,04 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,44 | 1.458,20 | 643,92 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 16,01 | 3.531,27 | 56.562,19 |
| H ₂ O | 4,57 | 377,53 | 1.726,62 |
| H ₂ SO ₄ | 0,27 | 701,65 | 190,56 |
| Total | 21,63 | | 59.392,35 |

Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

➤ Panas yang dibutuhkan

$$Q_{in} + Q_{cw-in} = Q_{out} + Q_{cw-out}$$

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

$$Q_{cw} = 1.565.530,24 \text{ kJ/jam} - 59.392,35 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{cw} = 1.506.137,88 \text{ kJ/jam}$$

Sebagai fluida pendingin digunakan air pendingin dari utilitas. Adapun data air pendingin yang digunakan:

$$C_p \text{ air} = 4,194 \text{ kJ/kg.K}$$

$$Q_{cw-in} (T_1) = 301,150 \text{ K}$$

$$Q_{cw-out} (T_2) = 328,150 \text{ K}$$

$$T_{ref} = 298,150 \text{ K}$$

➤ Menghitung jumlah pendingin yang dibutuhkan

$$Q_{cw} = m \times C_p \text{ air} \times \Delta T$$

$$m = \frac{Q_{cw}}{C_{p \text{ air}} \times (T_1 - T_2)}$$

$$m = \frac{1.506.137,883 \text{ kJ}}{4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (328,150 \text{ K} - 301,150 \text{ K})}$$

$$m = 13.300,64 \text{ kg/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin masuk C-01

$$Q_{cw-in} = m \times C_{p \text{ air}} \times (T_1 - T_{ref})$$

$$Q_{cw-in} = 13.300,64 \text{ kg/jam} \times 4,194 \text{ kJ/kg.K} (301,150 - 298,150 \text{ K})$$

$$Q_{cw-in} = 167.348,65 \text{ kJ/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin keluar C-01

$$Q_{cw-out} = m \times C_{p \text{ air}} \times (T_2 - T_{ref})$$

$$Q_{cw-out} = 13.300,64 \text{ kg/jam} \times 4,194 \text{ kJ/kg.K} (328,15 - 2298,15) \text{ K}$$

$$Q_{cw-out} = 1.673.486,53 \text{ kJ/jam}$$

- Analisa Neraca Panas C-01

$$Q_{in} = Q_{14} + Q_{cw-in}$$

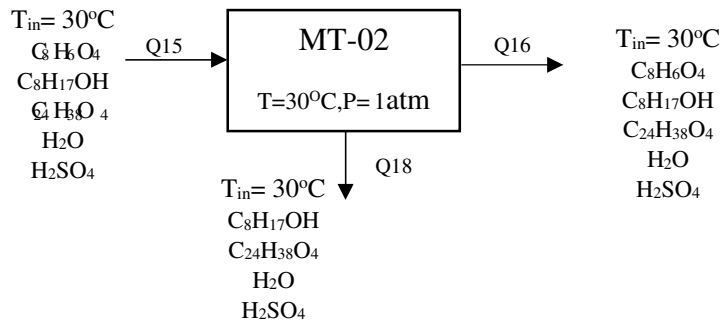
$$Q_{out} = Q_{15} + Q_{cw-out}$$

Tabel 5.3 Neraca Panas C-01

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q14 | 1.565.530,24 | 0 |
| Q15 | 0 | 59.392,35 |
| Qcw | 167.348,65 | 1.673.486,53 |
| Total | 1.732.878,89 | 1.732.878,89 |

6. MIXING POINT (MT-02)

Mixing Tank-02 berfungsi menggabungkan aliran keluaran C-01 dan RDVF pada 30°C



Perhitungan Panas Masuk MT-02

- Panas sensibel aliran Q₁₅ pada temperatur 30°C

Tabel 6.1 Panas Sensibel Q₁₅ pada temperatur 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q15 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 0,32 | 823,06 | 269,04 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,44 | 1.458,20 | 643,92 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 16,01 | 3.531,27 | 56.562,19 |
| H ₂ O | 4,57 | 377,53 | 1.726,62 |
| H ₂ SO ₄ | 0,27 | 701,65 | 190,56 |
| Total | 21,63 | | 59.392,35 |

- Panas sensibel aliran masuk MT-02 pada temperatur 30°C sebesar Q₁₅.

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[149,5600 (303,15-298,15) + \frac{0,9790}{2} (303,15-298,15)^2 + \frac{0,0026}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

1.458,205 kJ/kmol

$$Q_{C_8H_{17}OH} = n \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$= 0,004 \text{ kmol/jam} \times 1.458,205 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 6,08 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 6.2 Panas Sensibel (Q₁₈) Masuk MT-02 pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q18 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|-----------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,004 | 1.458,20 | 6,08 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 0,161 | 3.531,27 | 570,15 |
| H ₂ O | 7,015 | 377,53 | 2.648,69 |
| H ₂ SO ₄ | 0,002 | 701,65 | 1,94 |
| Total | 7,184 | | 3.226,88 |

Perhitungan Panas Keluar MT-02

- Panas sensibel aliran keluar MT-02 pada 30°C sebesar Q₁₆

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[-26,000 (303,15-298,15) + \frac{0,6340}{2} (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

823,061 kJ/kmol

$$Q_{C_8H_6O_4} = n \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$= 0,066 \text{ kmol/jam} \times 823,061 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 54,13 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 6.3 Panas Sensibel (Q₁₆) Keluar MT-02 pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q16 (kJ/jam) |
|--|---------------|----------------|------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 0,326 | 823,06 | 269,04 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,445 | 1.458,20 | 650,01 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 16,178 | 3.531,27 | 57.132,35 |
| H ₂ O | 11,589 | 377,53 | 4.375,32 |
| H ₂ SO ₄ | 0,272 | 701,65 | 191,52 |
| Total | 28,813 | | 62.619,24 |

➤ Analisa Neraca Panas MT-04

$$Q_{in} = Q_{15} + Q_{18}$$

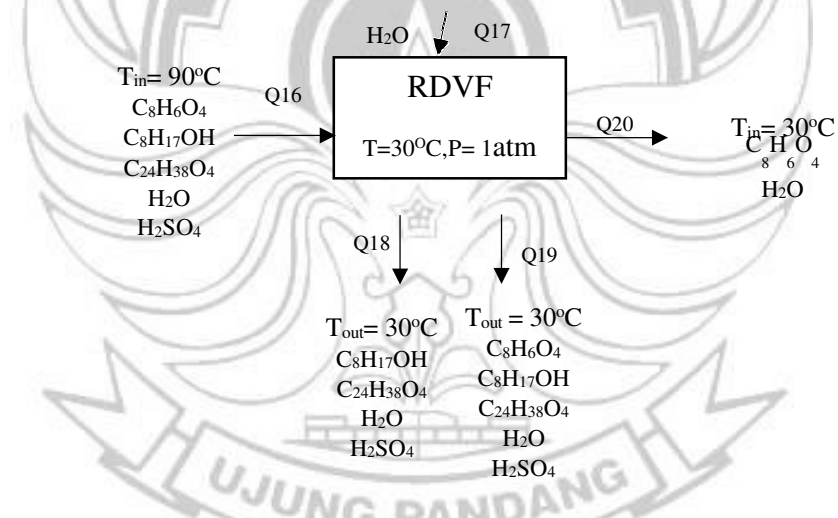
$$Q_{out} = Q_{16}$$

Tabel 6.4 Neraca Panas MT-02

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q15 | 59.392,35 | 0 |
| Q16 | 0 | 62619,23 |
| Q18 | 3.226,88 | 0 |
| Total | 62.619,23 | 62.619,23 |

7. ROTARY DRUM VACUM FILTER (RDVF)

Rotary drum vacum filter berfungsi sebagai tempat pemisahan antara filtrat dengan *cake* AT yang tidak bereaksi pada temperatur 30°C



Tabel 7.1 Panas Sensibel (Q₁₆) Masuk RDVF pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q16 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 0,32 | 823,06 | 269,04 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,44 | 1458,20 | 650,01 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 16,17 | 3.531,27 | 57.132,35 |
| H ₂ O | 11,58 | 377,53 | 4.375,32 |
| H ₂ SO ₄ | 0,27 | 701,65 | 191,52 |
| Total | 28,81 | | 62.618,25 |

- Panas sensibel aliran RDVF pada temperatur 30°C sebesar Q₁₈

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[92,530 (303,15-298,15) + \frac{0,0400}{2} (303,15-298,15)^2 + \frac{0,0002}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

377,355 kJ/kmol

$$Q_{H_2O} = n \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$= 7,341 \text{ kmol/jam} \times 377,35 \text{ kJ/kmol} = 2.771,48 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 7.2 Panas Sensibel (Q₁₇) Masuk pada RDVF pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q ₁₇ (kJ/jam) |
|------------------|--------------|----------------|--------------------------|
| H ₂ O | 7,34 | 377,53 | 2.771,48 |
| Total | 7,341 | | 2.771,48 |

Perhitungan Panas Keluar RDVF

- Panas sensibel aliran keluar RDVF pada temperatur 30°C sebesar Q₂₀

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[-26,000 (303,15-298,15) + \frac{0,6340}{2} (303,15-298,15)^2 + \frac{-0,000}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

823,061 kJ/kmol

$$Q_{C_8H_6O_4} = n \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$= 0,003 \text{ kmol/jam} \times 823,061 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 2,690 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 7.3 Panas Sensibel (Q₁₉) Keluar pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q19 (kJ/jam) |
|--|---------------|----------------|-------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 0,003 | 823,0605 | 2,690 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,441 | 1.458,205 | 643,514 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 16,017 | 3.531,278 | 56.561,028 |
| H ₂ O | 11,473 | 377,533 | 4.331,568 |
| H ₂ SO ₄ | 0,270 | 701,658 | 189,605 |
| Total | 28,205 | | 61.728,405 |

➤ Panas sensibel aliran keluar RDVF pada temperatur 30°C sebesar Q₂₁

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[-26,000 (303,15-298,15) + \frac{0,6340}{2} (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,000}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

823,061 kJ/kmol

$$Q_{C_8H_6O_4} = n \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$= 0,324 \text{ kmol/jam} \times 823,061 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 266,358 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 7.4 Panas Sensibel (Q₂₀) Keluar RDVF pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q20 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|---------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 0,32 | 823,06 | 266,35 |
| H ₂ O | 0,44 | 377,53 | 166,28 |
| Total | 0,76 | | 432,64 |

- Panas sensibel aliran keluar RDVF pada temperatur 30°C sama dengan panas sensibel aliran masuk MT-02 sebesar Q_{18}

Tabel 7.5 Panas Sensibel (Q_{20}) Keluar RDVF pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q18 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|-----------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,004 | 1.458,20 | 6,08 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 0,161 | 3.531,27 | 570,15 |
| H ₂ O | 7,016 | 377,53 | 2.648,69 |
| H ₂ SO ₄ | 0,003 | 701,65 | 3,75 |
| Total | 7,18 | | 3.228,69 |

- Analisa Neraca Panas RDVF

$$Q_{in} = Q_{16} + Q_{17}$$

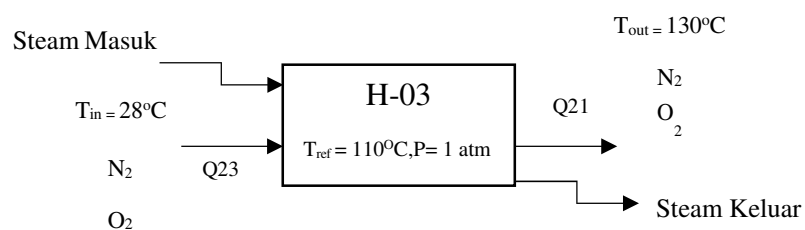
$$Q_{out} = Q_{18} + Q_{19} + Q_{20}$$

Tabel 7.6 Neraca Panas Keseluruhan RDVF

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q16 | 62.618,25 | 0 |
| Q17 | 2.771,48 | 0 |
| Q18 | 0 | 3.228,69 |
| Q19 | 0 | 61.728,40 |
| Q20 | 0 | 432,64 |
| Total | 65.389,74 | 65.389,74 |

8. HEATER (H-03)

Heater-03 berfungsi sebagai tempat pemanasan udara bebas dari Blower.



Panas sensibel masuk H-03

- Jumlah aliran kalor yang masuk ke dalam H-03 temperatur 28°C, yaitu sebesar Q_{23}

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[29,3420 (301,15-298,15) + \frac{-0,0035}{2} (301,15-298,15)^2 + \frac{0,000}{3} (301,15^3 - 298,15^3)]$$

87,217 kJ/kmol

$$Q_{N_2} = n \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$= 1,78 \text{ kmol/jam} \times 87,21 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 155,36 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 8.1 Panas Sensibel (Q_{21}) Masuk H-03 pada 28°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q23 (kJ/jam) |
|----------------|--------------|----------------|---------------|
| N ₂ | 1,78 | 87,21 | 155,36 |
| O ₂ | 0,41 | 88,41 | 36,65 |
| Total | 2,19 | | 192,01 |

Panas sensibel keluar H-03

- Panas sensibel aliran keluar H-03 pada temperatur 130°C sebesar Q_{21}

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[29,3420 (403,15-298,15) + \frac{-0,0035}{2} (403,15-298,15)^2 + \frac{0,000}{3} (403,15^3 - 298,15^3)]$$

3.062,122 kJ/kmol

$$N_2 = n \cdot Cp \cdot T$$

$$= 3,58 \text{ kmol/jam} \times 3.062,12 \text{ kJ/kmol} = 10.979,40 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 8.2 Panas Sensibel (Q_{21}) Keluar H-03 pada 130°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | $C_p\Delta T$ (kJ/kmol) | Q_{21} (kJ/jam) |
|----------------|--------------|-------------------------|-------------------|
| N ₂ | 1,78 | 3.062,12 | 5.454,68 |
| O ₂ | 0,41 | 3.131,56 | 1.298,19 |
| Total | 2,196 | | 6.752,872 |

Menghitung kebutuhan steam

- Panas yang dibutuhkan

$$Q_s = \text{Panas sensibel keluar} - \text{Panas Sensibel Masuk}$$

$$Q_s = 6.752,87 \text{ kJ/jam} - 192,01 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_s = 6.560,85 \text{ kJ/jam}$$

Sebagai fluida pemanas digunakan *saturated steam* dengan temperatur 200°C. Adapun data *steam* yang digunakan (Smith, 2001):

$$\text{Entalpi Liquid Jenuh (H}_L) = 852,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi Uap Jenuh (H}_v) = 2.790,9 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas Laten } (\lambda) = 1.938,5 \text{ kJ/kg}$$

- Jumlah steam yang dibutuhkan

$$Q_s = m\lambda$$

$$m = \frac{6.560,85 \text{ kJ/jam}}{1.938,5 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 3,38 \text{ kg/jam}$$

Panas sensibel pemanas

- Panas yang dibawa *saturated steam* masuk ke H-03

$$Q_{s-in} = m \times \Delta H_v$$

$$Q_{s-in} = 3,385 \text{ kg/jam} \times 2.790,9 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{s-in} = 9.445,80 \text{ kJ/jam}$$

- Panas yang dibawa *steam* kondensat keluar dari H-03

$$Q_{s-out} = m \times \Delta H_L$$

$$Q_{s-out} = 3,385 \text{ kJ/jam} \times 852,4 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{s-out} = 2.884,94 \text{ kJ/jam}$$

- Analisa Neraca Panas H-03

$$Q_{in} = Q_{23} + Q_{s-in}$$

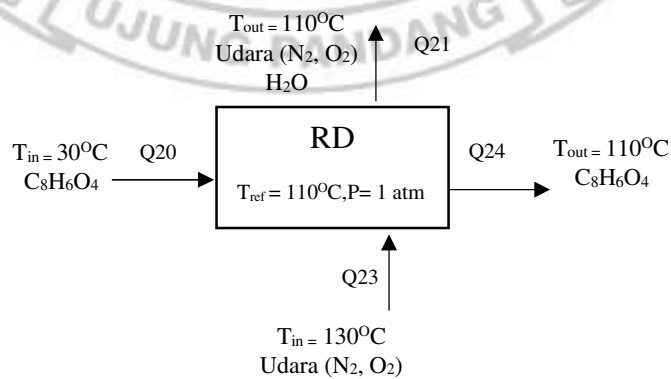
$$Q_{out} = Q_{21} + Q_{s-out}$$

Tabel 8.3 Neraca Panas H-03

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q23 | 192,01 | 0 |
| Q21 | 0 | 6.752,87 |
| Qs | 9.445,80 | 2.884,94 |
| Total | 9.637,821 | 9.637,821 |

9. ROTARY DRYER (RD)

Rotary Dryer berfungsi untuk mengeringkan *filtrate cake* keluaran RDVF pada temperatur 110°C



Perhitungan Panas Masuk RD

- Panas sensibel yang masuk ke dalam RD pada temperatur 30°C adalah panas keluar RDVF yakni sebesar Q_{20}

Tabel 9.1 Panas Sensibel (Q_{20}) Masuk RD

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q ₂₀ (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|--------------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 0,32 | 823,06 | 266,35 |
| H ₂ O | 0,44 | 377,53 | 166,28 |
| Total | 0,764 | | 432,647 |

Perhitungan Panas Keluar RD

- Panas sensibel yang keluar dari RD pada temperatur 110°C adalah sebesar

Q_{21}

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[92,0530 (383,15 - 298,15) + \frac{-0,0400}{2} (383,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,0002}{3} (383,15^3 - 298,15^3)]$$

6.401,027 kJ/kmol

$$Q_{H_2O} = n \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$= 0,440 \text{ kmol/jam} \times 6.401,027 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 2819,416 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 9.2 Panas Sensibel (Q_{21}) Keluar RD pada 110°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q ₂₁ (kJ/jam) |
|------------------|--------------|----------------|--------------------------|
| H ₂ O | 0,44 | 6.401,02 | 2.819,41 |
| Total | 0,440 | | 2.819,41 |

- Panas sensibel yang keluar dari RD pada temperatur 110°C adalah Q₂₄

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[-26,000 (383,15-298,15) + \frac{0,6340}{2} (383,15-298,15)^2 + \frac{0,000}{3} (383,15^3 - 298,15^3)]$$

16.147,629 kJ/kmol

$$\begin{aligned} Q_{C_8H_6O_4} &= n \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 0,32 \text{ kmol/jam} \times 16.147,62 \text{ kJ/jam} \\ &= 5.225,67 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel 9.3 Panas Sensibel (Q₂₄) Keluar RD pada 110°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q ₂₄ (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|--------------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 0,32 | 16.147,62 | 5.225,67 |
| Total | 0,32 | | 5.225,67 |

Menghitung Kebutuhan Udara Pemanas

- Panas yang dibutuhkan

$$Q = \text{Panas Sensibel Keluar} - \text{Panas Sensibel Masuk}$$

$$Q = (Q_{22} + Q_{25}) - Q_{21}$$

$$Q = [(5.225,67 + 2.819,41) - 432,64] \text{ kJ/jam}$$

$$Q = 7.612,44 \text{ kJ/jam}$$

Sebagai fluida pemanas digunakan udara. Adapun data entalpi udara pemanas, yaitu:

$$T_{\text{hot air-in}} (T_1) = 130^\circ\text{C} = 403,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{hot air-out}} (T_2) = 120^\circ\text{C} = 393,15 \text{ K}$$

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

$$\Delta H_{\text{hot air-in}} = x_{N_2} C_p(T_{\text{in}})_{N_2} + x_{O_2} C_p(T_{\text{in}})_{O_2}$$

$$\Delta H_{\text{hot air-in}} = (0,79 \times 3.062,12 \text{ kJ/kmol}) + (0,21 \times 3.131,56 \text{ kJ/kmol})$$

$$\Delta H_{\text{hot air-in}} = 3.076,70 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{hot air-out}} = x_{N_2} C_p(T_{\text{out}})_{N_2} + x_{O_2} C_p(T_{\text{out}})_{O_2}$$

$$\Delta H_{\text{hot air-out}} = 2.782,13 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{hot air}} = \Delta H_{\text{hot air-out}} - \Delta H_{\text{hot air-in}}$$

$$\Delta H_{\text{hot air}} = 2.782,13 \text{ kJ/kmol} - 3.076,70 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{\text{hot air}} = - 294,57 \text{ kJ/kmol}$$

➤ Jumlah udara pemanas yang dibutuhkan

$$Q = n \times C_p \times \Delta T$$

$$Q = n \times \Delta H$$

$$n = \frac{\square}{\square}$$

$$n = \frac{7.612,442 \square / \square}{294,572264 \square / \square}$$

$$n = 25,84 \text{ kmol/jam}$$

$$m_{\text{hot air}} = \frac{\square}{\square}$$

$$m_{\text{hot air}} = \frac{25,842 \square / \square}{28,6 \square / \square}$$

$$m_{\text{hot air}} = 0,89 \text{ kg/jam}$$

$$n_i = n \times x_i$$

➤ Panas sensibel udara masuk RD pada temperatur 130°C

$$\int_{\square}^{\square} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[29,3420 (403,15-298,15) + \frac{-0,0035}{2} (403,15-298,15)^2 + \frac{0,000}{3} (403,15^3 - 298,15^3)]$$

3.062,122 kJ/kmol

$$Q_{N_2} = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$= 20,41 \text{ kmol/jam} \times 3.062,12 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 62.514,56 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 9.4 Panas Sensibel Masuk RD pada 130°C

| Senyawa | Fraksi Mol (xi) | ni (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Qhot air in (kJ/jam) |
|----------------|--------------------|---------------|-------------------|-------------------------|
| N ₂ | 0,79 | 20,41 | 3.062,12 | 62.514,56 |
| O ₂ | 0,21 | 5,42 | 3.131,56 | 16.994,64 |
| Total | 1 | 25,84 | | 79.509,20 |

➤ Panas Sensibel keluar masuk RD pada temperatur 120°C

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[29,3420 (393,15-298,15) + \frac{-0,0035}{2} (393,15-298,15)^2 + \frac{0,000}{3} (403,15^3 - 298,15^3)]$$

2.769,478 kJ/kmol

$$Q_{N_2} = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$= 20,41 \text{ kmol/jam} \times 2.769,47 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 56.540,10 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 9.5 Panas Sensibel Keluar RD pada 120°C

| Senyawa | Fraksi Mol (xi) | ni (kmol/jam) | CpdT (kJ/kmol) | Qhot air out (kJ/jam) |
|----------------|--------------------|------------------|-------------------|--------------------------|
| N ₂ | 0,79 | 20,41 | 2.769,47 | 56.540,10 |
| O ₂ | 0,21 | 5,42 | 2.829,73 | 15.356,65 |
| Total | 1 | 25,84 | | 71.896,76 |

➤ Analisa Neraca Panas RD

$$Q_{in} = Q_{20} + Q_{hot\ air-in}$$

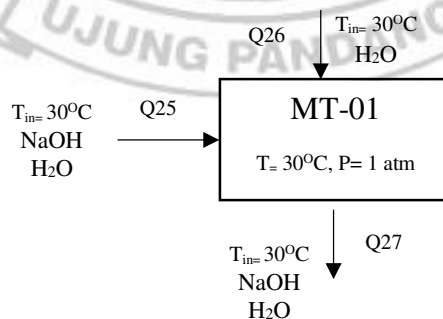
$$Q_{out} = Q_{21} + Q_{24} + Q_{hot\ air-in}$$

Tabel 9.6 Neraca Panas RD

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q20 | 432,64 | 0 |
| Q21 | 0 | 2.819,41 |
| Q24 | 0 | 5.225,67 |
| Qhot air | 79.509,20 | 71.896,76 |
| Total | 79.941,85 | 79.941,85 |

10. MIXING TANK 02 (MT-02)

Mixing Tank-02 berfungsi sebagai tempat mengencerkan larutan NaOH 48% menjadi larutan NaOH 10%



Perhitungan Panas Masuk MT-02

- Panas sensibel aliran masuk MT-05 pada temperatur 30°C adalah sebesar Q₂₅

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[51,2340 (303,15-298,15) + \frac{0,0131}{2} (303,15-298,15)^2 + \frac{0,000}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

286,402 kJ/kmol

$$\begin{aligned} Q \text{ NaOH} &= n \cdot Cp \cdot \Delta T \\ &= 0,0003 \text{ kmol/jam} \times 286,40 \text{ kJ/kmol} \\ &= 0,097 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel 10.1 Panas Sensibel (Q₂₅) Masuk MT-02 pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q ₂₅ (kJ/jam) |
|------------------|--------------|----------------|--------------------------|
| NaOH | 0,0003 | 286,402 | 0,097 |
| H ₂ O | 0,001 | 377,533 | 0,307 |
| Total | 0,001 | | 0,404 |

- Panas sensibel aliran masuk MT-05 pada temperatur 30°C adalah sebesar Q₂₆

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[92,0530(303,15-298,15) + \frac{-0,0400}{2} (303,15-298,15)^2 + \frac{-0,0002}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

377,533 kJ/kmol

$$Q \text{ H}_2\text{O} = n \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$= 0,007 \text{ kmol/jam} \times 377,53 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 2,478 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 10.2 Panas Sensibel Masuk (Q_{26}) MT-05 pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q26 (kJ/jam) |
|------------------|--------------|----------------|--------------|
| H ₂ O | 0,007 | 377,533 | 2,478 |
| Total | 0,007 | | 2,478 |

Perhitungan Panas Keluar MT-02

- Panas sensibel aliran keluar MT-05 pada temperatur 30°C adalah sebesar Q_{28}

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[51,2340 (303,15 - 298,15) + \frac{0,0131}{2} (303,15^2 - 298,15^2) + \frac{0,000}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

$$286,402 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q \text{ NaOH} = n \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$= 0,0003 \text{ kmol/jam} \times 286,40 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 0,097 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 10.3 Panas Sensibel (Q_{27}) Keluar MT-02 pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q27 (kJ/jam) |
|------------------|--------------|----------------|--------------|
| NaOH | 0,0003 | 286,402 | 0,097 |
| H ₂ O | 0,007 | 377,533 | 2,785 |
| Total | 0,008 | | 2,881 |

➤ Analisa Neraca Panas MT-05

$$Q_{in} = Q_{25} + Q_{26}$$

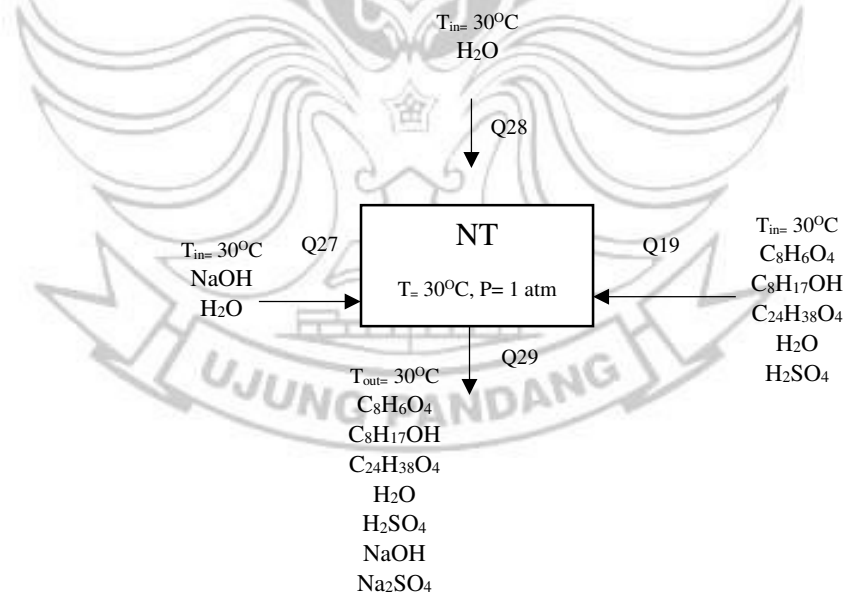
$$Q_{out} = Q_{27}$$

Tabel 10.4 Neraca Panas MT-02

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q25 | 0,40 | 0 |
| Q26 | 2,47 | 0 |
| Q27 | 0 | 2,88 |
| Total | 2,88 | 2,88 |

11. NEUTRALIZER TANK (NT)

Neutralizer berfungsi sebagai tempat direaksikannya netralisasi katalis H_2SO_4 dengan menggunakan larutan NaOH 10



- Panas sensibel aliran masuk NT adalah aliran keluar RDVF (Q_{20}), MT-02 (Q_{27}), dan utilitas (Q_{28})

Tabel 11.1 Panas Sensibel (Q₁₉) Masuk MT-02 pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q19 (kJ/jam) |
|--|---------------|----------------|-------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 0,003 | 823,061 | 2,690 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,441 | 1.458,205 | 643,514 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 16,017 | 3.531,278 | 56.561,028 |
| H ₂ O | 11,473 | 377,533 | 4.331,568 |
| H ₂ SO ₄ | 0,270 | 701,658 | 189,605 |
| Total | 28,205 | | 61.728,405 |

Tabel 11.2 Panas Sensibel (Q₂₇) Masuk NT pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q27 (kJ/jam) |
|------------------|--------------|----------------|----------------|
| NaOH | 0,54 | 286,40 | 154,78 |
| H ₂ O | 0,007 | 377,53 | 2,78 |
| Total | 0,548 | | 157,570 |

➤ Panas sensibel aliran NT pada temperatur 30°C adalah sebesar Q₂₉

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[92,0530(303,15-298,15) + \frac{-0,0400}{2}(303,15-298,15)^2 + \frac{-0,0002}{3}(303,15^3 - 298,15^3)]$$

377,533 kJ/kmol

$$\begin{aligned}
 Q_{H_2O} &= n \cdot C_p \cdot \Delta T \\
 &= 0,0016 \times 377,53 \\
 &= 6,135 \text{ kJ/kmol}
 \end{aligned}$$

Tabel 11.3 Panas Sensibel (Q_{28}) Masuk NT pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q28 (kJ/jam) |
|------------------|--------------|----------------|--------------|
| H ₂ O | 0,01 | 377,53 | 6,13 |
| Total | 0,016 | | 6,135 |

➤ Panas masuk NT (Q_{in})

$$Q_{in} = Q_{19} + Q_{27} + Q_{28}$$

$$Q_{in} = (61.728,40 + 157,57 + 1.831,29) \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{in} = 6,13 \text{ kJ/jam}$$

Perhitungan Panas Keluar NT

➤ Panas keluar NT (Q_{out}) pada temperatur 30°C adalah sebesar Q_{30}

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[-26,000(303,15 - 298,15) + \frac{0,6340}{2}(303,15^2 - 298,15^2) + \frac{0,000}{3}(303,15^3 - 298,15^3)]$$

$$823,061 \text{ kJ/kmol}$$

$$Q_{C_8H_6O_4} = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$= 0,003 \text{ kmol/jam} \times 823,06 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 2,690 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 11.4 Panas Sensibel (Q_{29}) Keluar NT pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q29 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|------------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 0,003 | 823,06 | 2,69 |
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,44 | 1.458,20 | 643,51 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 16,01 | 3.531,27 | 56.561,02 |
| H ₂ O | 12,02 | 377,53 | 45.40,44 |
| H ₂ SO ₄ | 0,26 | 660,85 | 175,00 |
| Total | 28,75 | | 619.22,68 |

Perhitungan Panas Reaksi NT

- Panas reaksi NT adalah panas yang dihasilkan dari netralisasi katalis H₂SO₄ dan larutan NaOH 10% menghasilkan Na₂SO₄ dan air pada 30°C dengan asumsi:

1. Reaksi netralisasi berlangsung secara sempurna (konversi 100%).
2. Setelah reaksi, dilakukan proses pencucian dengan menggunakan air.

Reaksi yang terjadi di dalam Neutralizer Tank 01, yaitu:

| | | | | | | | |
|----------|--------------------------------|---|------------|---|---------------------------------|---|--------------------|
| | H ₂ SO ₄ | + | 2 NaOH | → | Na ₂ SO ₄ | + | 2 H ₂ O |
| | Asam | | Natrium | | Natrium | | Air |
| | Sulfat | | Hidroksida | | Sulfat | | |
| Awal | 0,270 | | 0,540 | | 0,000 | | 0,000 |
| Bereaksi | 0,265 | | 0,530 | | 0,265 | | 0,530 |
| Sisa | 0,005 | | 0,011 | | 0,265 | | 0,530 |

- Perhitungan panas reaksi pembentukan reaktan pada temperatur 25°C

$$\Delta H^{\circ}f \text{ H}_2\text{SO}_4 = n \cdot H^{\circ}f$$

$$= 0,265 \text{ kmol/jam} \times -735,130 \text{ kJ/kmol} = -194,67 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 11.5 Panas Pembentukan Reaktan pada 25°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | H°f (kJ/kmol) | ΔH°f (kJ/jam) |
|--------------------------------|--------------|---------------|----------------|
| H ₂ SO ₄ | 0,26 | -735,13 | -194,67 |
| NaOH | 0,53 | -425,60 | -225,41 |
| Total | 0,794 | | -420,09 |

- Perhitungan panas pembentukan produk pada temperatur 25°C

$$\begin{aligned} \Delta H^{\circ}_f \text{Na}_2\text{SO}_4 &= n \cdot H^{\circ}_f \\ &= 0,265 \text{ kmol/jam} \times -1.387,10 \text{ kJ/kmol} \\ &= -367,33 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel 11.6 Panas Pembentukan Produk pada 25°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | H°f (kJ/kmol) | ΔH°f (kJ/jam) |
|---------------------------------|--------------|---------------|----------------|
| Na ₂ SO ₄ | 0,26 | -1387,10 | -367,33 |
| H ₂ O | 0,53 | -285,83 | -151,38 |
| Total | 0,79 | | -518,71 |

Persamaan Panas Reaksi Standar dari Panas Pembentukan Standar:

$$\Delta H^{\circ}_R (298,15 \text{ K}) = \sum n \cdot \Delta H^{\circ}_f \text{ produk} - \sum n \cdot \Delta H^{\circ}_f \text{ reaktan}$$

Sehingga, jumlah panas reaksi standar:

$$\Delta H^{\circ}_R (298,15 \text{ K}) = \sum n \cdot \Delta H^{\circ}_f \text{ produk} - \sum n \cdot \Delta H^{\circ}_f \text{ reaktan}$$

$$\Delta H^{\circ}_R (298,15 \text{ K}) = [-518,719 - (-420,092)] \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H^{\circ}_R (298,15 \text{ K}) = -98,627 \text{ kJ/jam (Eksotermis)}$$

- Perhitungan panas sensibel reaktan pada 30°C

$$\begin{aligned} Q_{\text{H}_2\text{SO}_4} &= n \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 0,270 \text{ kmol/jam} \times 701,658 \text{ kJ/kmol} = 189,605 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel 11.7 Panas Sensibel Reaktan pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q (kJ/jam) |
|---------------------------------|--------------|----------------|----------------|
| H ₂ SO ₄ | 0,270 | 701,658 | 189,605 |
| NaOH | 0,540 | 286,402 | 154,786 |
| Na ₂ SO ₄ | 0 | 660,859 | 0 |
| H ₂ O | 0 | 377,533 | 0 |
| Total | 0,811 | | 344,391 |

➤ Perhitungan panas sensibel produk pada 30°C

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[26,0040(303,15-298,15) + \frac{0,7304}{2}(303,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,0014}{3}(303,15^3 - 298,15^3)]$$

701,658 kJ/kmol

$$Q_{Na_2SO_4} = n \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$= 0,000 \text{ kmol/jam} \times 701,658 \text{ kJ/kmol} = 0,000 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 11.8 Panas Sensibel Produk pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q (kJ/jam) |
|---------------------------------|--------------|----------------|----------------|
| H ₂ SO ₄ | 0 | 701,65 | 0 |
| NaOH | 0 | 286,40 | 0 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,26 | 660,85 | 175,00 |
| H ₂ O | 0,53 | 377,53 | 199,95 |
| Total | | | 374,966 |

Sehingga diperoleh panas reaksi yaitu:

$$\Delta H_R = \Delta H_R^\circ + (\sum n C_p dT_{\text{(produk)}} - \sum n C_p dT_{\text{(reaktan)}})$$

$$\Delta H_R = -98,627 \text{ kJ/jam} + [(374,966) - (344,391)] \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_R = -98,627 \text{ kJ/jam} + (30,577) \text{ kJ/jam}$$

$$\Delta H_R = -68,053 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_R = -68,053 \text{ kJ/jam}$$

- Analisa Total Panas NT

Neraca panas pada NT

$$Q_{\text{in}} + Q_{\text{cw in}} = Q_{\text{out}} + Q_R + Q_{\text{cw out}}$$

$$Q_{\text{cw}} = Q_{\text{in}} - Q_{\text{out}} - Q_R$$

$$Q_{\text{c}} = (16.995,792 - 61.922,685 - (-68,053)) \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{\text{cw}} = 37,478 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

- Panas yang dibutuhkan (Q_{cw}) = 46,072 kJ/jam

$$C_p \text{ air} = 4,194 \text{ kJ/kg.K}$$

$$T_{\text{cw-in}} (T_1) = 28^\circ\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{\text{cw-out}} (T_2) = 55^\circ\text{C} = 328,15 \text{ K}$$

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

- Menghitung jumlah pendingin yang dibutuhkan

$$Q_{\text{cw}} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = \frac{Q_{\text{cw}}}{C_{\text{pair}} \times (T_2 - T_1)}$$

$$m = \frac{37,478 \text{ kJ/jam}}{4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (328,15 \text{ K} - 301,15 \text{ K})}$$

$$m = 0,331 \text{ kg/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin masuk NT

$$Q_{\text{cw-in}} = m \times C_{\text{pair}} \times (T_1 - T_{\text{ref}})$$

$$Q_{\text{cw-in}} = 0,331 \text{ kg/jam} \times 4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (301,15 - 298,15) \text{ K}$$

$$Q_{\text{cw-in}} = 4,164 \text{ kJ/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin keluar NT

$$Q_{\text{cw-out}} = m \times C_{\text{pair}} \times (T_2 - T_{\text{ref}})$$

$$Q_{\text{cw-out}} = 0,331 \text{ kg/jam} \times 4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (328,15 - 298,15) \text{ K}$$

$$Q_{\text{cw-out}} = 41,642 \text{ kJ/jam}$$

- Analisa Neraca Panas NT

$$Q_{\text{in}} = Q_{20} + Q_{28} + Q_{29} + Q_{\text{cw-in}}$$

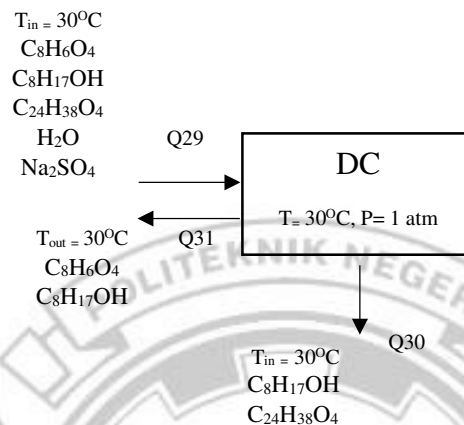
$$Q_{\text{out}} = Q_{30} + Q_{\text{cw-out}} + Q_{\text{R}}$$

Tabel 11.9 Neraca Panas Keseluruhan NT

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q19 | 61.728,40 | 0 |
| Q27 | 157,57 | 0 |
| Q28 | 6,13 | 0 |
| Q29 | 0 | 61.922,68 |
| QR | 0 | -68,05 |
| Qcw | 4,164 | 41,64 |
| Total | 61.896,27 | 61.896,27 |

12. DECANTER (DC)

Decanter berfungsi sebagai untuk memisahkan air dan Na_2SO_4 dengan DOTP dan 2-EH berdasarkan perbedaan densitas dan kelarutan.



Perhitungan Panas Masuk DC

- Panas sensibel aliran masuk DC pada temperatur 30°C sama panas sensibel keluaran NT, yaitu Q_{29}

Tabel 12.1 Panas Sensibel (Q_{29}) Masuk DC pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | $C_p \Delta T$ (kJ/kmol) | Q_{29} (kJ/jam) |
|--|--------------|--------------------------|-------------------|
| $\text{C}_8\text{H}_6\text{O}_4$ | 0,003 | 823,06 | 2,69 |
| $\text{C}_8\text{H}_{17}\text{OH}$ | 0,44 | 1.458,20 | 643,51 |
| $\text{C}_{24}\text{H}_{38}\text{O}_4$ | 16,01 | 3.531,27 | 56.561,02 |
| H_2O | 12,02 | 377,53 | 4.540,44 |
| H_2SO_4 | 0,26 | 660,85 | 175,00 |
| Total | 28,75 | | 61.922,68 |

Panas Keluar DC

- Panas sensibel keluar DC pada temperatur 30°C adalah sebesar Q_{31}

$$\int_{\square}^{\square} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[-26,000(303,15-298,15) + \frac{0,6340}{2}(303,15-298,15^2) + \frac{0,000}{3}(303,15^3 - 298,15^3)]$$

823,061 kJ/kmol

$$Q_{C_8H_{17}OH} = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$= 0,003 \text{ kmol/jam} \times 823,06 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 2,69 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 12.2 Panas Sensibel (Q_{30}) Keluar DC pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q30 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|-----------------|
| C ₈ H ₆ O ₄ | 0,003 | 823,06 | 2,69 |
| H ₂ O | 12,02 | 377,53 | 4.540,44 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,26 | 660,85 | 175,0 |
| Total | 12,29 | | 4.718,14 |

➤ Panas sensibel keluar DC pada temperatur 30°C adalah sebesar Q_{31}

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[149,5600(303,15-298,15) + \frac{0,9790}{2}(303,15-298,15^2) + \frac{-0,0026}{3}(303,15^3 - 298,15^3)]$$

1.458,205 kJ/kmol

$$Q_{C_8H_6O_4} = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$= 0,441 \text{ kmol/jam} \times 1458,20 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 643,51 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 12.3 Panas Sensibel (Q_{31}) Keluar DC pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q31 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|------------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,44 | 1.458,20 | 643,51 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 16,01 | 3.531,27 | 56.561,02 |
| Total | 16,45 | | 57.204,54 |

➤ Analisa Neraca Panas DC

$$Q_{in} = Q_{29}$$

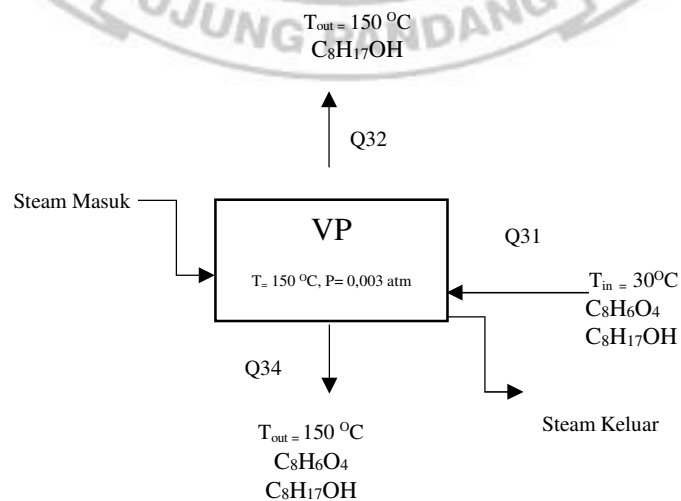
$$Q_{out} = Q_{30} + Q_{31}$$

Tabel 12.4. Neraca Panas DC

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q29 | 61.922,68 | 0 |
| Q30 | 0 | 4.718,14 |
| Q31 | 0 | 57.204,54 |
| Total | 61.922,68 | 61.922,68 |

13. VAPORIZER (VP)

Vaporizer berfungsi sebagai tempat menguapkan 2-EH yang masih ada di dalam produk DOTP dan berfungsi sebagai purifikasi produk.



Perhitungan Panas Masuk VP

- Panas sensibel masuk VP pada temperatur 30°C sama dengan aliran keluar dari DC sebesar Q₃₁

Tabel 13.1 Panas Sensibel (Q₃₁) Masuk VP

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q ₃₁ (kJ/jam) |
|--|---------------|----------------|--------------------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,441 | 1.458,205 | 643,514 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 16,017 | 3.531,278 | 56.561,028 |
| Total | 16,458 | | 57.204,541 |

Perhitungan Panas Keluar VP

- Panas sensibel aliran keluar produk atas VP pada temperatur 150°C adalah sebesar Q₃₂

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[149,5600(423,15-298,15) + \frac{0,9790}{2}(423,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,0026}{3}(423,15^3 - 298,15^3)]$$

38.592,050 kJ/kmol

$$\begin{aligned} Q_{C_8H_{17}OH} &= n \cdot Cp \cdot \Delta T \\ &= 0,379 \text{ kmol/jam} \times 38.592,05 \text{ kJ/kmol} \\ &= 15.327,790 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel 13.2 Panas Sensibel (Q₃₂) Keluar VP

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q ₃₂ (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|--------------------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,39 | 38.592,05 | 15.327,79 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 0 | 93.140,65 | 0 |
| Total | 0,39 | | 15.327,79 |

- Panas sensibel aliran keluar produk bawah VP pada temperatur 150°C adalah sebesar Q_{34}

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{B}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{C}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[-85770(423,15-298,15) + \frac{0,8385}{2}(423,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,0013}{3}(423,15^3 - 298,15^3)]$$

29.200,793 kJ/kmol

$$\begin{aligned} Q_{C_8H_{17}OH} &= n \cdot C_p \cdot \Delta T \\ &= 0,044 \text{ kmol/jam} \times 29.200,793 \text{ kJ/kmol} \\ &= 1288,647 \text{ kJ/jam} \end{aligned}$$

Tabel 13.3 Panas Sensibel (Q_{34}) Keluar VP pada 150 °C

| Senyawa | n (kmol/jam) | $C_p \Delta T$ (kJ/kmol) | Q_{34} (kJ/jam) |
|-------------------|--------------|--------------------------|---------------------|
| $C_8H_{17}OH$ | 0,04 | 29.200,79 | 1.288,64 |
| $C_{24}H_{38}O_4$ | 16,01 | 71.706,94 | 1.148.541,32 |
| Total | 16,06 | | 1.149.829,97 |

Panas Laten Penguapan

Panas laten penguapan dihitung dengan menggunakan Persamaan Watson 8.18 (Sinnott, 2005) sebagai berikut:

$$\Delta H_v = H_{v,b} \left[\frac{T_c - T}{T_c - T_b} \right]^{0,38}$$

Tabel 13.4 Panas Laten Pengembunan

| Tc (K) | Tb (K) | Hv,b (kJ/kmol) | ΔHv (kJ/kmol) | n (kmol/jam) | Q,Lv (kJ/jam) |
|--------------|--------|-------------------|------------------|--------------|-----------------|
| 640,6 | 457,15 | 50,80 | 542.65,55 | 0,044 | 2.394,76 |
| Total | | | | 0,044 | 2.394,76 |

$$Q_{Lv} = 2394,76787 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Kebutuhan Steam

- Panas yang dibutuhkan

$$Q_s = (Q_{Lv} + Q_{out}) - Q_{in}$$

$$Q_s = (Q_{Lv} + Q_{32} + Q_{34}) - Q_{31}$$

$$Q_s = (2394,76 + 15.327,79 + 1.149.829,97) \text{ kJ/jam} - 57204,54 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_s = 1.110.347,98 \text{ kJ/jam}$$

Sebagai fluida pemanas digunakan *saturated steam* dengan temperatur 200°C. Adapun data *steam* yang digunakan (Smith, 2001):

$$\text{Entalpi Liquid Jenuh (H}_L) = 852,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi Uap Jenuh (H}_V) = 2.790,9 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas Laten } (\lambda) = 1.938,5 \text{ kJ/kg}$$

Jumlah steam yang dibutuhkan:

$$Q_s = m\lambda$$

$$m = \frac{Q_s}{\lambda}$$

$$m = \frac{1.110.347,987 \text{ kJ/jam}}{1.938,5 \text{ kJ/kg}}$$

$$m = 572,78 \text{ kg/jam}$$

Panas Sensibel Pemanas

- Panas yang dibawa *saturated steam* masuk ke VP

$$Q_{s-in} = m \times \Delta H_v$$

$$Q_{s-in} = 572,78 \text{ kg/jam} \times 2.790,9 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{s-in} = 1.598.591,79 \text{ kJ/jam}$$

- Panas yang dibawa *steam* kondensat keluar dari VP

$$Q_{s-out} = m \times \Delta H_L$$

$$Q_{s-out} = 572,78 \text{ kg/jam} \times 852,4 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{s-out} = 488.743,80 \text{ kJ/jam}$$

- Analisa Neraca Panas VP

$$Q_{in} = Q_{31} + Q_{s-in}$$

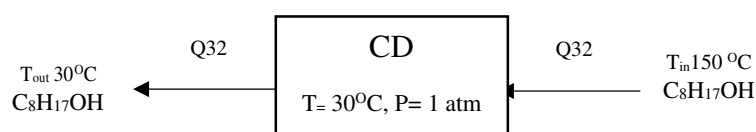
$$Q_{out} = Q_{32} + Q_{34} + Q_{Lv} + Q_{s-out}$$

Tabel 13.5 Neraca Panas VP

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q31 | 57.204,54 | 0 |
| Q32 | 0 | 1.152.224,73 |
| Q34 | 0 | 1.149.829,97 |
| Qs | 1.598.591,79 | 488.243,80 |
| Total | 1.655.796,33 | 1.655.796,33 |

14. CONDENSOR

Condenser-02 berfungsi sebagai tempat mengkondensasikan fasa uap 2-EH menjadi fasa cair.



Perhitungan Panas Masuk CD

- Panas sensibel aliran masuk CD pada temperatur 150°C sama dengan panas aliran keluar *top* VP, yaitu Q₃₂

Tabel 14.1 Panas Sensibel (Q₃₂) Masuk CD pada 150 °C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q32 (kJ/jam) |
|-----------------------------------|--------------|----------------|------------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,044 | 29200,793 | 1.288,647 |
| Total | 0,044 | | 1.288,647 |

Perhitungan Panas Keluar CD

- Panas sensibel aliran keluar CD pada temperatur 30°C, yaitu sebesar Q₃₄

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} Cp \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[149,5600(303,15-298,15) + \frac{0,9790}{2}(303,15^2 - 298,15^2) + \frac{-0,0026}{3}(303,15^3 - 298,15^3)]$$

$$1.458,205 \text{ kJ /kmol}$$

Tabel 14.2. Panas Sensibel (Q₃₄) Keluar CD pada 30 °C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q33 (kJ/jam) |
|-----------------------------------|--------------|----------------|---------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,044 | 1458,205 | 64,351 |
| Total | 0,044 | | 64,351 |

$$Q_{C_8H_{17}OH} = n \cdot Cp \cdot \Delta T$$

$$= 0,044 \text{ kmol/jam} \times 1.458,20 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 64,35 \text{ kJ/jam}$$

- **Panas Latent Pengembunan**

Panas *latent* pengembunan (Q_{Lc}) pada temperatur *dew point*. Panas *latent*

pengembunan merupakan jumlah negatif terhadap panas *latent* penguapan

Q_{Lv}), dimana panas *latent* penguapan dihitung dengan menggunakan persamaan Watson 8.18 (Sinnott, 2005) sebagai berikut:

$$\Delta H_v = H_{v,b} \left[\frac{T_c - T_b}{T_c - T_b} \right]^{0.38}$$

Tabel 14.3 Panas Latent Pengembunan

$$Q_{Lc} = - Q_{Lv}$$

$$Q_{Lc} = -2.394,768 \text{ kJ/jam}$$

Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

- Panas yang dibutuhkan

$$Q_{in} + Q_{cw-in} = Q_{out} + Q_{cw-out} + Q_{Lc}$$

$$Q_{cw} = Q_{in} - Q_{out} - Q_{Lc}$$

| Komponen | T _c (K) | T _b (K) | H _{v,b} (kJ/kmol) | ΔH _v (kJ/kmol) | n (kmol/jam) | Q _{Lv} (kJ/jam) |
|-----------------------------------|--------------------|--------------------|----------------------------|---------------------------|--------------|--------------------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 640,60 | 457,15 | 50,804 | 54265,554 | 0,044 | 2.394,768 |
| Total | | | | | 0,044 | 2.394,768 |

$$Q_{cw} = 1.288,647 \text{ kJ/jam} - 64,351 \text{ kJ/jam} - (-2.394,768) \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{cw} = 3.619,063 \text{ kJ/jam}$$

Sebagai fluida pendingin digunakan air pendingin dari utilitas. Adapun data

air pendingin yang digunakan:

$$C_p \text{ air} = 4,194 \text{ kJ/kg.K}$$

$$T_{cw-in} (T_1) = 28^\circ\text{C} = 301,15 \text{ K}$$

$$T_{cw-out} (T_2) = 55^\circ\text{C} = 328,15 \text{ K}$$

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

- Menghitung jumlah pendingin yang dibutuhkan

$$Q_{cw} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = \frac{Q_{cw}}{C_{p \text{ air}} \times (T_2 - T_1)}$$

$$m = \frac{3619,063 \text{ kJ/jam}}{4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (328,15 \text{ K} - 301,15 \text{ K})}$$

$$m = 31,9597 \text{ kg/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin masuk CD-02

$$Q_{cw-in} = m \times C_{p \text{ air}} \times (T_1 - T_{ref})$$

$$Q_{cw-in} = 31,9597 \text{ kg/jam} \times 4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (301,15 - 298,15) \text{ K}$$

$$Q_{cw-in} = 402,118 \text{ kJ/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin keluar CD-02

$$Q_{cw-out} = m \times C_{p \text{ air}} \times (T_2 - T_{ref})$$

$$Q_{cw-out} = 31,9597 \text{ kg/jam} \times 4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (328,15 - 298,15) \text{ K}$$

$$Q_{cw-out} = 4021,1811 \text{ kJ/jam}$$

- Analisa Neraca Panas Condensor-02

$$Q_{in} = Q_{32} + Q_{cw-in}$$

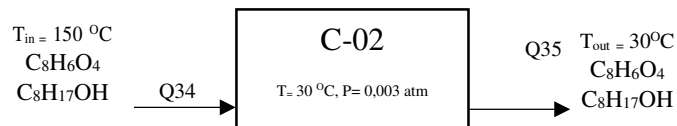
$$Q_{out} = Q_{33} + Q_{cw-out} + Q_{Lc}$$

Tabel 14.4. Neraca Panas CD-02

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q32 | 1.288,647 | 0 |
| Q33 | 0 | 64,351 |
| QLc | 0 | -2.394,768 |
| Qcw | 401,118 | 4.021,181 |
| Total | 1.690,765 | 1.690,765 |

15. COOLER (C-02)

Cooler-02 berfungsi sebagai tempat mendinginkan keluaran bawah produk DOTP VP sebelum masuk ke dalam Tangki



Panas Sensibel Masuk C-02

- Jumlah kalor yang masuk ke dalam C-02 pada temperatur 149,252°C sama dengan jumlah kalor yang keluar dari VP yaitu sebesar Q₃₄

Tabel 15.1 Panas Sensibel (Q₃₄) Masuk C-02 pada 150°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q ₃₄ (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|--------------------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,397 | 38.592,050 | 15.327,790 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 0,000 | 93.140,651 | 0 |
| Total | 0,397 | | 15.327,790 |

Panas Sensibel Keluar C-02

- Panas sensibel aliran keluar C-02 pada temperatur 30 °C adalah sebesar Q₃₅

$$\int_{T_{ref}}^{T_{in}} C_p \cdot dT$$

$$[A(T_{in} - T_{ref}) + \frac{1}{2}(T_{in}^2 - T_{ref}^2) + \frac{1}{3}(T_{in}^3 - T_{ref}^3)]$$

$$[149,5600 (303,15-298,15) + \frac{0,9790}{2} (303,15-298,15)^2 + \frac{-0,0026}{3} (303,15^3 - 298,15^3)]$$

1.458,205 kJ/kmol

$$Q_{C_8H_{17}OH} = n \cdot C_p \cdot \Delta T$$

$$= 0,397 \text{ kmol/jam} \times 1.458,205 \text{ kJ/kmol}$$

$$= 579,162 \text{ kJ/jam}$$

Tabel 15.2 Panas Sensibel (Q_{35}) Keluar C-02) pada 30°C

| Senyawa | n (kmol/jam) | CpΔT (kJ/kmol) | Q35 (kJ/jam) |
|--|--------------|----------------|----------------|
| C ₈ H ₁₇ OH | 0,397 | 1.458,205 | 579,162 |
| C ₂₄ H ₃₈ O ₄ | 0 | 3.531,278 | 0 |
| Total | 0,397 | | 579,162 |

Menghitung Kebutuhan Air Pendingin

- Panas yang dibutuhkan

$$Q_{in} + Q_{cw-in} = Q_{out} + Q_{cw-out}$$

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

$$Q_{cw} = 15327,790 \text{ kJ/jam} - 579,162 \text{ kJ/jam}$$

$$Q_{cw} = 14.748,628 \text{ kJ/jam}$$

- Menghitung jumlah pendingin yang dibutuhkan

$$Q_{cw} = m \times C_p \times \Delta T$$

$$m = \frac{Q_{cw}}{C_{p \text{ air}} \times (T_2 - T_1)}$$

$$m = \frac{14.748,628 \text{ kJ/jam}}{4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (328,15 \text{ K} - 301,15 \text{ K})}$$

$$m = 130,244 \text{ kg/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin masuk C-02

$$Q_{cw-in} = m \times C_{p \text{ air}} \times (T_1 - T_{ref})$$

$$Q_{cw-in} = 130,244 \text{ kg/jam} \times 4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (301,15 - 298,15) \text{ K}$$

$$Q_{cw-in} = 1.638,736 \text{ kJ/jam}$$

- Panas sensibel aliran panas air pendingin keluar C-02

$$Q_{cw-out} = m \times C_{p \text{ air}} \times (T_2 - T_{ref})$$

$$Q_{cw-out} = 130,244 \text{ kg/jam} \times 4,194 \text{ kJ/kg.K} \times (328,15 - 298,15) \text{ K}$$

$$Q_{\text{cw-out}} = 16.387,364 \text{ kJ/jam}$$

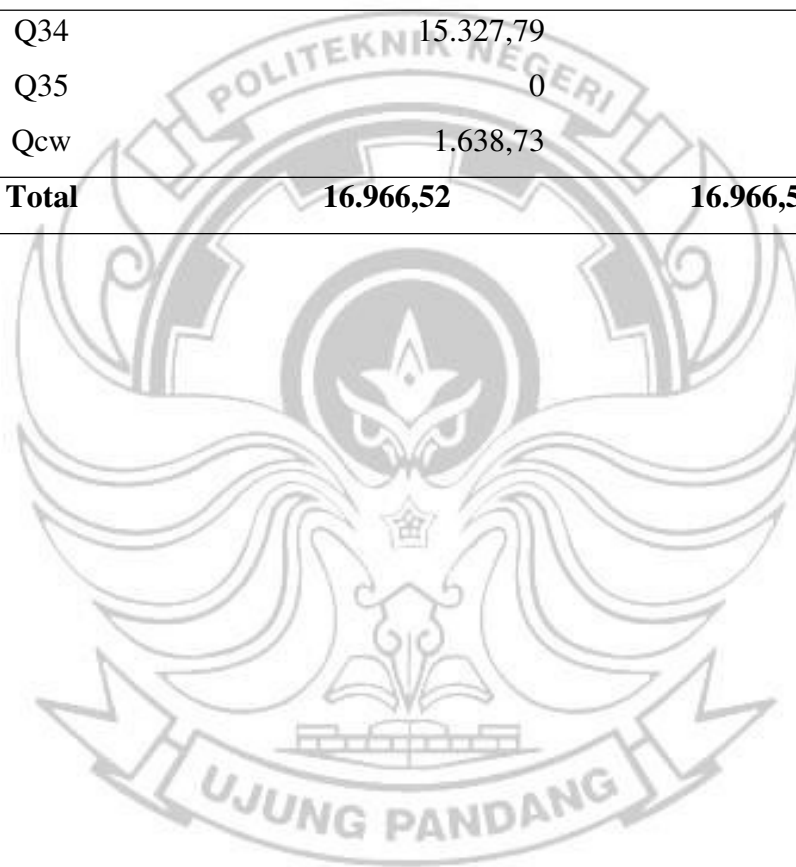
➤ Analisa Neraca Panas C-02

$$Q_{\text{in}} = Q_{36} + Q_{\text{cw-in}}$$

$$Q_{\text{out}} = Q_{37} + Q_{\text{cw-out}}$$

Tabel 15.3 Neraca Panas C-02

| Aliran | Panas Masuk (kJ/jam) | Panas Keluar (kJ/jam) |
|--------------|----------------------|-----------------------|
| Q34 | 15.327,79 | 0 |
| Q35 | 0 | 579,16 |
| Qcw | 1.638,73 | 16.387,36 |
| Total | 16.966,52 | 16.966,52 |



LAMPIRAN C SPESIFIKASI PERALATAN

1. ACCUMULATOR (ACC)

Fungsi : Tempat menampung kondensat yang berasal dari
Condensor

Tipe : Silinde vertikal dengan penutup ellipsoidal

Bahan : *Carbon Steel S 283 C*

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm = 14,696 Psi

Temperatur = 30°C = 303,15 K

Laju Alir = 5,828 kg/jam

Densitas = 1.044,291 kg/m³

Residence Time = 10 menit = 0,1667 jam

➤ Perhitungan Desain Accumulator

a. Kapastas Accumulator (Vt)

$$\begin{aligned} \text{Volume Liquid} &= \text{Laju alir} / \text{Densitas} \times \text{Residence Time} \\ &= \frac{5,828 \text{ kg/jam}}{1.044,291 \text{ kg/m}^3} \times 0,1667 \text{ jam} \\ &= 0,0009301 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Faktor Keamanan = 10%

$$\begin{aligned} \text{Volume Acc (Vt')} &= 110\% \times 0,0009301 \text{ m}^3 \\ &= 0,10009301 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Desain Ukuran Accumulator

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \pi \times r^2 \times H$$

Dimana tinggi silinder (H) = $3/2 D$, maka

$$V_s = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times \left(\frac{3}{2}D\right)$$

$$V_s = \frac{3}{8} \times \pi \times D^3$$

$$V_s = \frac{3}{8} \times 3,14 \times D^3$$

$$V_s = 1,1786 D^3$$

- Volume *Head Ellipsoidal* (V_h)

$$V_h = \frac{\pi}{6} \times D^2 \times h$$

Dimana, tinggi ellipsoidal (h) = $1/4 D$ (hal. 18, Megyesy 2001),

$$V_h = \frac{\pi}{24} \times D^3$$

$$V_h = \frac{3,14}{24} \times D^3$$

$$V_h = 0,131 D^3$$

- Volume Total Accumulator (V_t)

$$V_t' = V_s + (2 \times V_h)$$

$$V_t' = 1,1786 D^3 + 0,131 D^3$$

$$V_t' = 1,3095 D^3$$

- Diameter Accumulator, D

$$D = \left(\frac{V_t'}{1,310}\right)^{1/3}$$

$$D = \left(\frac{0,10009301}{1,3095}\right)^{1/3}$$

$$= 0,4244 \text{ m}$$

$$= 16,7082 \text{ in}$$

Maka,

$$V_s = 0,09008 \text{ m}^3$$

$$V_h = 0,0100093 \text{ m}^3$$

$$V_t = 0,1101023 \text{ m}^3$$

c. Panjang Accumulator

- Tinggi Silinder

$$\begin{aligned} H &= \frac{3}{2} \times D \\ &= \frac{3}{2} \times 0,4244 \text{ m} \\ &= 0,63658 \text{ m} \end{aligned}$$

- Tinggi Ellipsoidal

$$\begin{aligned} h &= \frac{1}{4} \times D \\ &= \frac{1}{4} \times 0,4244 \text{ m} \\ &= 0,1060971 \text{ m} \end{aligned}$$

- Tinggi Total Accumulator, HT

$$\begin{aligned} HT &= H + h \\ &= (0,63658 + 0,1060971) \text{ m} = 0,74267 \text{ m} \end{aligned}$$

d. Tekanan Desain

Ketinggian cairan dalam accumulator sama dengan diameter accumulator 0,4244 m maka,

Tekanan desain (psi) = P operasi + P hidrostatis

$$= 1 \text{ atm} + (\rho \cdot g \cdot D)$$

$$\text{Tekanan desain} = 1 \text{ atm} + (1.044,291 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,4244 \text{ m})$$

$$= 1 \text{ atm} + 4346,3114 \text{ kg/m.s}^2$$

$$= 1 \text{ atm} + 0,042895 \text{ atm}$$

$$= 1,0489 \text{ atm}$$

(*safety factor 10%*)

$$\text{Tekanan desain} = (100\% + 10\%) \times 1,0489 \text{ atm}$$

$$= 1,14718 \text{ atm}$$

$$= 16,858905 \text{ psi}$$

e. Tebal Dinding Accumulator

- Ketebalan Dinding Bagian Ellipsoidal, t_{elips}

$$t_h = \left(\frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0,2 \times P} \right) + C$$

Dimana,

t = ketebalan dinding bagian head, m

P = tekanan desain = 16,85 psi

D = diameter = 16,7082 in

r = jari - jari = 8,35410 in

S = *working stress* = 12.650 psi (Brownell & Young, 1959)

C = faktor korosi yang diizinkan

= laju korosi x masa pakai

= 0,2 mm/tahun x 11 tahun = 2,2 mm = 0,087 in

E = faktor efisiensi pengelasan = 0.80 (Brownell & Young, 1959)

Maka didapatkan,

$$t_h = \left(\frac{P \times D}{2 \times S \times E - 0,2 \times P} \right) + C$$

$$th = \left(\frac{16,85 \text{ psi} \times 16,7082 \text{ in}}{2 \times 12,650 \times 0,80 - 0,2 \times 16,85 \text{ psi}} \right) + 0,087$$

$$th = 1,10053 \text{ in} = 0,002553 \text{ m}$$

- Ketebalan Dinding Bagian Silinder, t silinder

$$t = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,6 \times P} \right) + C$$

$$t = \left(\frac{16,85 \text{ psi} \times 8,35410 \text{ in}}{12,650 \times 0,80 - 0,6 \times 16,85 \text{ psi}} \right) + 0,087$$

$$t = 0,10045 \text{ in} = 0,00255 \text{ m}$$

- Diameter Luas Accumulator

$$OD = ID + 2t$$

$$= 16,7082 \text{ in} + 2 \times 0,00255 \text{ m}$$

$$= 0,429495 \text{ m}$$

2. BELT CONVEYOR

Fungsi : Memindahkan padatan kering Asam Tereftalat dari RDF menuju RD

Tipe : *Inclined Closed Belt Conveyor*

Bahan : *Carbon Steel*

Data Desain

Temperatur (T) = 30 °C

Laju Alir Massa (Ws) = 62,044 kg/jam

Residence Time = 20%

- Perhitungan Desain Belt Conveyor

a. Kapasitas Belt

Kapasitas *belt* = (100% + f) x Ws

$$\begin{aligned}
 &= (100\% + 20\%) \times 62,044 \text{ kg/jam} \\
 &= 74,4530 \text{ kg/jam} \\
 &= 0,074453 \text{ ton/jam}
 \end{aligned}$$

b. Ukuran Belt

Berdasarkan Tabel 21-7 *Belt Conveyor Data for Troughed Antifriction Idlers* halaman 21 - 11, Perry's Chemical Engineering Handbook 7th Edition, untuk kapasitas 0,074453 ton/jam dipilih belt conveyor dengan spesifikasi:

Lebar *Belt* = 14 in

Cross Sectional area of load = 0,11 ft²

Tipe idler = Ikatan sabuk pada idler 20°

c. Panjang Belt

➤ Tinggi *drive end* = diameter RD
 = 0,85702 m = 2,81176 ft

➤ Panjang *horizontal conveyor* = jarak antara RDVF dan RD
 = 2 m = 6,56167 ft

➤ BC digunakan untuk mentransportasikan asam tereftalat dari keluaran bawah RDVF menuju input di bagian atas RD. Sehingga, BC dirancang dengan posisi *drive end* lebih tinggi dari posisi awal menggunakan inklinasi sebesar

$$\text{Inklinasi} = \tan^{-1} \left(\frac{\text{tinggi } drive \text{ end}}{\text{panjang } horizontal} \right)$$

$$\begin{aligned}
 \text{Inklinasi} &= \tan^{-1} \left(\frac{0,85702 \text{ m}}{2 \text{ m}} \right) \\
 &= 23,17^\circ
 \end{aligned}$$

Nilai inklinasi masih memenuhi standar rentang inklinasi, yaitu 0 - 30°

(Walas, 1990: 81, Tabel 5.5)

Untuk inklinasi 23,17 ° dan panjang *horizontal* 6,56167 ft diperoleh:

$$\begin{aligned}\text{Panjang Belt} &= \left(\frac{6,56167 \text{ ft}}{\cos 23,17^\circ} \right) \\ &= 7,147 \text{ ft} \\ &= 2,178 \text{ m}\end{aligned}$$

d. Kecepatan Belt

Berdasarkan Walas, (1990: 81, Tabel 5.5), dengan inklinasi 23,17° dan lebar belt 14 in, kecepatan yang dibutuhkan adalah 100 ft/min untuk 0,074453 ton/jam. Maka, kecepatan Belt Conveyor, yaitu:

$$\begin{aligned}\text{Kecepatan BC} &= \left(\frac{0,074}{39,598} \right) \times 100 \text{ ft/min} \\ &= 0,18802 \text{ ft/min}\end{aligned}$$

e. Daya Belt Conveyor

$$\text{HP} = 0,001[(L_1/30+5)u+(L_2/16+2L_3T)] \quad (\text{Walas, 1988:82,pers.5.26})$$

dimana,

| | | |
|----|-------------------------------|-------------------|
| u | = Kecepatan Belt | = 0,18802 ft/min |
| T | = Kapasitas Belt | = 0,07445 ton/jam |
| L1 | = Panjang Belt | = 7,14779 ft |
| L2 | = Panjang horizontal conveyor | = 6,56167 ft |
| L3 | = Tinggi conveyor | = 2,81176 ft |

Sehingga diperoleh.

$$\text{Hp} = 0,00162 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Figur 14.38 Peters, (1991: 521), untuk Power = 0,00162 Hp dibutuhkan Brake Horse Power (BHP) = 1 Hp sehingga diperoleh efisiensi motor = 80%. Sehingga, motor horse power (MHP) yang harus dikeluarkan, yaitu:

$$\text{MHP} = \frac{\text{HP}}{\text{Efisiensi}} = \frac{0,00162 \text{ Hp}}{80\%}$$

$$\text{MHP} = 0,00203 \text{ Hp}$$

Jadi, digunakan motor untuk tenaga pengaduk dengan power sebesar 1 Hp.

3. BLOWER

Fungsi : Mengalirkan udara menuju *Heater*

Tipe : *Centrifugal Blower*

Bahan : *Carbon Steel*

Data Kondisi Operasi

Laju alir udara (W_s) = 63,16767 kg/jam

= 139,285 lb/jam

Suhu udara masuk = 28 °C

Densitas udara = 1,179 kg/m³

= 0,074 lb/ft³

➤ Perhitungan Desain Blower

a. Debit Volumetrik

$$Q = \frac{W_s}{\rho}$$

Keterangan:

Q = Debit volumetrik (ft³/jam)

W_s = Laju alir fluida (lb/jam)

ρ = Densitas udara (lb/ft³)

Sehingga,

$$Q = \frac{139,285 \text{ lb/jam}}{1,179 \text{ lb/ft}^3}$$
$$= 1.892,335 \text{ ft}^3/\text{jam}$$

Faktor keamanan = 10%

$$Q_f = (100\% + f) \times Q$$

$$Q_f = 1,1 \times 1.892,335 \text{ ft}^3/\text{jam}$$
$$= 2.081,568 \text{ ft}^3/\text{jam}$$
$$= 34,693 \text{ ft}^3/\text{menit}$$
$$= 0,578 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

b. Diameter Optimum Pipa

Berdasarkan persamaan 15 hal. 496 pada Buku *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4th Edition* (Peters dan Timmerhaus, 1991), digunakan persamaan:

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times Q_f^{0,045} \times \rho^{0,13}$$

Keterangan:

D_{opt} = Diameter optimum pipa (in)

Q_f = Debit volumetrik (ft³/detik)

ρ = Densitas udara (lb/ft³)

Sehingga,

$$D_{\text{opt}} = 3,9 \times (0,578 \text{ ft}^3/\text{detik})^{0,045} \times (0,074 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$
$$= 2,171 \text{ in}$$

Berdasarkan Tabel 10-18 *Properties of Steel Pipe* pada Buku *Perry's Chemical Engineering Handbook 7th Edition*, dipilih optimum pipa dengan spesifikasi:

1. NPS = $2 \frac{1}{2}$ in
2. SN = 40S
3. OD = 2,875 in
4. ID = 2,469 in
5. A = 0,3322 ft²

c. Kecepatan Udara

$$V = \frac{Q_f}{A}$$

Keterangan:

- V = Kecepatan Udara (ft/detik)
- Q_f = Debit volumetrik (ft³/detik)
- A = Luas permukaan *blower* (ft²)

Sehingga,

$$V = \frac{0,578 \text{ ft}^3/\text{detik}}{0,3322 \text{ ft}^2} = 1,741 \text{ ft}^3/\text{detik}$$

d. Daya yang Dibutuhkan

Berdasarkan persamaan 10-84 pada Buku *Perry's Chemical Engineering Handbook 8th Edition*, digunakan persamaan:

$$H_p = 1,57 \times 10^{-4} \times Q_f \times P$$

Keterangan:

Hp = Daya yang dibutuhkan (Hp)

Qf = Debit volumetrik (ft³/menit)

P = Tekanan *blower*

Sehingga,

$$\begin{aligned} \text{Hp} &= 1,57 \times 10^{-4} \times 34,693 \text{ ft}^3/\text{menit} \times 1 \text{ atm} \\ &= 0,005 \text{ Hp} \end{aligned}$$

Efisiensi Blower = 80%

$$\begin{aligned} \text{Power motor yang digunakan} &= \text{Daya} / \text{Efisiensi} \\ &= 0,005 \text{ Hp} / 0,8 \\ &= 0,007 \text{ Hp} \\ &= 1 \text{ Hp} \end{aligned}$$

4. BUCKET ELEVATOR

Fungsi : Mengangkut Asam Tereftalat pada SC menuju MT

Tipe : *Spaced Bucket Centrifugal Discharge Elevator*

Bahan : *Carbon Steel*

Data Desain

Laju alir massa (Ws) = 2.742,3309 kg/jam

Faktor Keamanan (f) = 20%

➤ Perhitungan Desain Bucket Elevator

a. Kapasitas Bucket

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas bucket} &= (100\% + f) \times W_s \\ &= (100\% + 20\%) \times 2.742,3309 \text{ kg/jam} \\ &= 3.290,7971 \text{ kg/jam} = 3,290 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

b. Perhitungan Ukuran Bucket

Berdasarkan Tabel 21-8 Bucket Elevator *Spesification for Centrifugal discharge Bucket on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets* halaman 21-15 pada Buku Perry's Chemical Engineering Handbook 7th Edition, untuk pada Buku Perry's Chemical Engineering Handbook 7th Edition,

| | |
|--|-----------------------------------|
| Lebar | = 6 in |
| Tebal | = 4 in |
| Panjang | = 4,25 in |
| Jarak antar <i>bucket</i> | = 12 in |
| Elevator <i>center</i> | = 25 in |
| Kecepatan <i>bucket</i> | = 225 ft/menit |
| Kecepatan putaran <i>head shaft</i> | = 43 rpm |
| <i>Power</i> untuk <i>head shaft</i> pada elevator <i>center</i> | = 1 Hp |
| Diameter <i>shaft</i> | |
| <i>Head</i> | = $1\frac{15}{16}$ in = 1,9375 in |
| <i>Tail</i> | = $1\frac{11}{16}$ in = 1,6875 in |
| Diameter <i>pulley</i> | |
| <i>Head</i> | = 20 in |
| <i>Tail</i> | = 14 in |

Ketinggian Bucket Elevator = tinggi Mixing Tank = 3,14 m

c. Power yang Dibutuhkan

$$\begin{aligned} \text{Power} &= \text{Power untuk head shaft} + (\text{elevator center} \times 0,05) \\ &= 1 \text{ Hp} + (25 \text{ ft} \times 0,05) \end{aligned}$$

$$= 2,25 \text{ Hp}$$

Efisiensi Motor = 80%

Power motor = Daya/ Efisiensi

$$= 2,25 \text{ Hp} / 0,8 = 2,81 \text{ Hp}$$

$$= 3 \text{ Hp}$$

5. BUCKET ELEVATOR

Fungsi : Mengangkut Asam Tereftalat keluaran RD menuju Silo

Tipe : *Spaced Bucket Centrifugal Discharge Elevator*

Bahan : *Carbon Steel*

Data Desain

Laju alir massa (W_s) = 53,762 kg/jam

Faktor Keamanan (f) = 20%

➤ Perhitungan Desain Bucket Elevator

a. Kapasitas Bucket

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas bucket} &= (100\% + f) \times W_s \\ &= (100\% + 20\%) \times 53,762 \text{ kg/jam} \\ &= 64,515 \text{ kg/jam} \\ &= 0,0645 \text{ Ton/jam} \end{aligned}$$

b. Perhitungan Ukuran Bucket

Berdasarkan Tabel 21-8 Bucket Elevator Specification for Centrifugal discharge Bucket on Belt, Malleable-Iron, or Steel Buckets halaman 21-15 pada Buku Perry's Chemical Engineering Handbook 7th Edition, untuk

kapasitas 0,0645 ton/jam dapat digunakan spesifikasi bucket seperti berikut:

| | |
|--|----------------------------------|
| Lebar | = 6 in |
| Tebal | = 4 in |
| Panjang | = 4,25 in |
| Jarak antar <i>bucket</i> | = 12 in |
| Elevator <i>center</i> | = 25 ft |
| Kecepatan <i>bucket</i> | = 225 ft/menit |
| Kecepatan putaran <i>head shaft</i> | = 43 rpm |
| Power untuk <i>head shaft</i> pada elevator center | = 1 Hp |
| Diameter <i>shaft</i> | |
| Head | = $1\frac{15}{16}$ in = 1,938 in |
| Tail | = $1\frac{11}{16}$ in = 1,688 in |
| Diameter <i>pulley</i> | |
| Head | = 20 in |
| Tail | = 14 in |
| Ketinggian Bucket Elevator | = tinggi Silo = 3,232 m |

c. Power yang Dibutuhkan

| | |
|-----------------|--|
| Power | = Power untuk <i>head shaft</i> + (<i>elevator center</i> x 0,05) |
| | = 1 Hp + (25 ft x 0,05) |
| | = 2,812 Hp |
| Efisiensi Motor | = 80% |

$$\begin{aligned} \text{Power motor} &= \text{Daya/ Efisiensi} \\ &= 2,25 \text{ Hp} \times 0,8 = 2,812 \text{ Hp} = 3 \text{ Hp} \end{aligned}$$

6. CONDENSOR

Fungsi : Mengkondensasikan *top product* Vaporizer

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan : Stainless Steel SA 240 S

Data Kondisi Operasi

Hot side = Aliran gas 2-EH dan air dari VP

Laju alir *hot side*, W1 = 5,7471 kg/jam = 12,672 lb/jam

Temperatur *hot side in*, T1 = 150 °C = 302 °F

Temperatur *hot side out*, T2 = 30 °C = 86 °F

Cold side = Air pendingin

Laju alir *cold side*, W2 = 31.882488 kg/jam = 70,301 lb/jam

Temperatur *cold side in*, t1 = 28 °C = 82,4 °F

Temperatur *cold side out*, t2 = 55 °C = 131 °F

Data Kondisi Fisik

Data Fisika Bahan

| Sifat | <i>Hot side</i> saat Tc | <i>Cold side</i> saat tc | Satuan |
|------------------------------|-------------------------|--------------------------|--------------------|
| Densitas (ρ) | 0,157 | 62,394 | lb/ft ³ |
| Viskositas (μ s) | 0,007 | 0,645 | cP |
| Konduktifitas termal (k) | 0,009 | 0,362 | Btu/ft.°F |
| Kapasitas panas (C_p) | 0,432 | 0,998 | Btu/lb.°F |

➤ **Perhitungan Desain**

a. Bebas Panas (Q)

$$Q = 3.619,0630 \text{ kJ/jam}$$

$$= 3.430,392 \text{ Btu/jam}$$

b. LMTD (Log mean Tempera tur Difference),(ΔT)

| Fluida Panas (°F) | | Fluida Dingin (°F) | Selisih | Ket |
|-------------------|---|--------------------|---------|--------------|
| 302 | Suhu tinggi | 131 | 171 | ΔT_1 |
| 86 | Suhu rendah | 82,4 | 3,6 | ΔT_2 |
| Selisih | | | 167,4 | |
| LMTD | $= \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln (\Delta T_2 / \Delta T_1)}$ | | | |
| LMTD | = 43,36 °F | | | |
| ΔT_m | = 43,36 °F | | | |

c. Temperatur rata-rata *hot side* (T_c) dan *cold side* (t_c)

- $T_c = \frac{T_1 + T_2}{2}$
= 194 °F
- $t_c = \frac{t_1 + t_2}{2}$
= 106,7 °F

d. Menentukan tipe *heat excehanger* berdasarkan *surface area* (A)

- Asumsi UD berdasarkan Tabel 8, Kern (1965), dengan fluida panas light organic dan fluida dingin air pendingin, didapatkan rentang nilai UD 300-500 Btu/hr.ft².°F. Asumsi awal nilai UD = 300 Btu/hr.ft².°F

$$A = \frac{Q}{UD \times \Delta T_m} \quad (\text{Kern,1965})$$

$$= \frac{3.430,392 \text{ Btu/jam}}{300 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot \text{°F} \times 43,36 \text{°F}}$$

$$= 0,264 \text{ ft}^2$$

Nilai $A < 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan heat exchanger dengan jenis double pipe heat exchanger (Sinnott, 2005; Kern, 1965).

e. Klasifikasi Inner Pipe dan Outer Pipe (Annulus)

| Data Pipa | Outer Pipe | Inner Pipe |
|-----------------------------|------------|------------|
| IPS (in) | 4 | 2 1/2 |
| SN | 40 | 40 |
| OD (in) | 4,5 | 2,88 |
| ID (in) | 4,026 | 2,469 |
| $a'(\text{ft}^2/\text{ft})$ | 1,178 | 0,753 |

Klasifikasi tersebut dilakukan berdasarkan Tabel 11, Kern (1965)

f. Spesifikasi Annulus

a. Flow area, a_a

$$D_2 = 4,026 \text{ in} = 0,336 \text{ ft}$$

$$D_1 = 2,88 \text{ in} = 0,24 \text{ ft}$$

$$a_a = \frac{\pi (D_2^2 - D_1^2)}{4} = 0,043 \text{ ft}^2$$

b. Ekuivalent Diameter, D_e

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_2}$$

$$D_e = 0,229 \text{ ft}$$

c. Kecepatan Massa, G_a

$$G_a = \frac{W}{a_a}$$

$$G_a = 293,725 \text{ lb/jam. ft}^2$$

d. Bilangan Reynold (NRe) dan Bilangan Prandtl (NPr)

$$T_c = 194 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,01 \text{ cP} = 0,023 \text{ lb/jam.ft}$$

$$NRe_a = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$$

$$NRe_a = 2.924,638$$

Berdasarkan Fig. 24 (Kern, 1965), pada nilai NRe_a = diperoleh nilai $J_H = 7$

$$C_p = 0,444 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,012 \text{ Btu/ft.}^\circ\text{F}$$

$$NPr_a = \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$NPr_a = 0,948$$

e. *Film coefficients of fluids, h_o*

$$h_o = jH \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 615a, Kern, 1954})$$

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka didapat:

$$h_o = 4,171 \text{ Btu/jam ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

g. **Spesifikasi Inner Pipe (Fluida Pendingin)**

$$a. \quad D_p = 2.469 \text{ in} = 0,206 \text{ ft}$$

$$a_p = \frac{\pi D_p^2}{4} = 0,033 \text{ ft}^2$$

$$b. \quad G_p = \frac{W}{a_p}$$

$$G_p = 2.115,492 \text{ lb/jam.ft}^2$$

c. Bilangan Reynold (NRe) dan Bilangan Prandtl (NPr)

$$t_c = 106,7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,645 \text{ cP} = 1,56 \text{ lb/jam.ft}$$

$$C_p = 0,998 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,362 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$NRe_p = \frac{D_e \times G_p}{\mu}$$

$$NRe_p = 279,014$$

Berdasarkan Fig. 24. (Kern, 1965), pada nilai $NRe_p = 279,014$ diperoleh

$$\text{nilai } J_H = 2$$

$$NPr_p = \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3}$$

$$NPr_p = 1,625$$

d. *Film coefficients of fluids, h_o*

$$h_i = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 615a, Kern, 1954})$$

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka didapat:

$$h_i = 571,965 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Koreksi nilai h_i pada permukaan OD

$$\begin{aligned} h_{io} &= h_i \times (ID/OD) \\ &= 4,9314 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

h. *Clean Overall Coefficient, U_c*

$$U_c = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o} \quad (\text{Pers. 6.7, Kern, 1965})$$

$$U_c = 2,254 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

i. Design Overall Coefficient, U_D

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + R_d \quad (\text{Pers.6.10, Kern, 1965})$$

R_d ditentukan bernilai 0,001 (Tabel 12, Kern, 1965)

$$U_D = 2,248 \text{ Btu/jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

j. Required Surface Area, A

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$$

$$A = 35,76 \text{ ft}^2$$

k. Required Length, L

$$L = A/a'$$

$$L = 49,719 \text{ ft}$$

Double pipe heat exchanger terdiri dari susunan hairpin, dimana pada 2 hairpin terdapat dua pipa yang disusun secara parallel dan disambungkan oleh return bend. Panjang pipa pada double pipe heat exchanger yang biasa digunakan adalah dengan ukuran 12 ft, 15 ft, dan 20 ft (Kern, 1965).

Diambil panjang 1 hairpin = 20 ft x 2

Banyak hairpin yang diperlukan = 49,719 ft / (20 ft x 2)

$$= 1,168 \approx 2 \text{ hairpin}$$

l. Actual Length dan Surface

$$\text{Actual Length} = (2 \times 20 \text{ ft} \times 2)$$

$$= 80 \text{ ft}$$

$$\text{Actual surface} = L \times a'$$

$$= 60,24 \text{ ft}^2$$

m. Actual Design Overall Coefficient,

$$U_D = \frac{Q}{U_D \times \Delta T}$$

$$U_D = 1,313 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

n. Dirt Factor, Rd

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} \quad (\text{Pers.6.13, Kern, 1965})$$

$$R_d = 0,316 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

o. Pressure Drop

a. Pressure drop: Annulus, campuran 2-EH dan air

- Diameter ekivalen, D_e

$$D_e = D_2 - D_1 \quad (\text{Pers.6.4, Kern, 1965})$$

$$D_e = 0,096 \text{ ft}$$

- Bilangan Reynold

$$NRe_a = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$$

$$NRe_a = 1.219,59$$

- Friction factor (*turbulent flow, commercial pipe*), f

$$f = 0,0035 \text{ ft} + \frac{0,264 \text{ lb/jam.ft}^2}{(6.311.456,246)^{0,42}} \quad (\text{Pers. 3.47b, Kern, 1965})$$

$$f = 0,017$$

- Pressure drop of the flowing fluid (dalam ft of liquid), ΔF_a

$$\rho = 0,032 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_a = \frac{(4 f G^2 L)}{2 g \rho^2 D_e} \quad (\text{Pers. 6.14, Kern, 1965})$$

$$\Delta F_a = 5,68 \text{ ft}$$

- *Pressure drop on velocity head (entrance and exit losses), ΔF_I*

$$V = \frac{293,725 \text{ lb/jam.ft}^2}{3600 \times 0,032}$$

$$V = 2,550 \text{ ft/hairpin}$$

$$\Delta F_I = 1 \times \left(\frac{V^2}{2g}\right)$$

$$\Delta F_I = 0,202 \text{ ft}$$

- *Pressure drop total, ΔP_a*

$$\Delta P_a = \frac{(V + V_I)^2}{144} = 0,01 \text{ Psi}$$

b. Pressure drop: Inner pipe, aliran air pendingin

- *Bilangan Reynold*

$$Re_p = \frac{\rho V D}{\mu}$$

$$NRe_p = 279,014$$

- *Friction factor (turbulent flow, commercial pipe), f*

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(279,014)^{0,42}} \quad (\text{Pers. 3.47b, Kern, 1965})$$

$$f = 0,028$$

- *Pressure drop of the flowing fluid (dalam ft of liquid), ΔF_p*

$$\rho = 63,042 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_p = \frac{4 f L V^2 \rho}{2 g D^5} \quad (\text{Pers. 6.14, Kern, 1965})$$

$$\Delta F_p = 0,000059 \text{ ft}$$

- *Pressure drop total, ΔP_p*

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144} = 0,000026 \text{ Psi}$$

Pressure Drop, ΔP hasil perhitungan untuk *hot side* dan *cold side* sudah memenuhi standar *Pressure Drop* yang diizinkan (< 10 Psi) (Kern, 1965). Perhitungan desain condensor dengan jenis *double pipe heat exchanger*.

7. COOLER-01 (C-01)

Fungsi :Mendinginkan *bottom product* Reaktor menjadi 30°C.

Tipe :*Sheet and Tube Heat Exchanger*

Bahan konstruksi :*Stainless Steel SA 240 Grade S*.

Data kondisi operasi:

Hot side = Aliran campuran *bottom* dari

Reaktor

Laju alir *hot side*, W_1 = 6.476,631042 kg/jam
= 14.280,9711lb/jam

Temperatur *hot side in*, T_1 = 150°C = 302°F

Temperatur *hot side out*, T_2 = 30°C = 86°F

Cold side = Air pendingin

Laju alir *cold side*, W_2 = 13.300,64009 kg/jam
= 29.327,911 lb/jam

Temperatur *cold side in*, t_1 = 28°C = 82,4°F

Temperatur *cold side out*, t_2 = 55°C = 131°F

Data kondisi fisik:

Data Fisika Bahan

| Sifat | Hot Side saat Tc | Cold Side saat tc | Sattuan |
|------------------------------|------------------|-------------------|--------------------|
| Densitas (ρ) | 57,696 | 62,393 | lb/ft ³ |
| Viskositas (μ s) | 2,669 | 0,645 | cP |
| Konduktifitas termal (k) | 0,075 | 0,362 | Btu/ft.°F |
| Kapasitas panas (C_p) | 0,474 | 0,998 | Btu/ft.°F |

Penentuan lokasi bahan:

Penempatan fluida perlu mengikuti kaidah – kaidah tertentu. Dalam hal ini, *tube* menjadi fokus utama karena perlu diawasi untuk melihat potensi kegagalan atau *failure* saat operasi.

| Kategori | Umpan Heater | Steam | Keterangan |
|----------------|--------------|-------|--|
| Korosivitas | = | = | <ul style="list-style-type: none"> Air pendingin dan umpan cooler sama- sama memiliki potensi korosi karena adanya air sebagai elektrolit dan suhu tinggi dapat memicu lebih cepat. |
| <i>Fouling</i> | < | > | <ul style="list-style-type: none"> Umpan cooler = 0,0002 m²°C/W Steam pemanas = 0.0003 - 0,0017m²°C/W (Tabel 12.2. RK Sinnott) |
| Temperatur | > | < | <ul style="list-style-type: none"> Umpan cooler T_{in} = 150 °C Air pendingin = 28 °C |
| Viskositas | > | < | <ul style="list-style-type: none"> Umpan cooler = 2,669 cP Air pendingin = 0,645 cP |
| Laju Alir | < | > | <ul style="list-style-type: none"> Umpan cooler = 2.194,065 kg/jam Air pendingin = 4.628,270 kg/jam |

Dasar Penempatan fluida berdasarkan Coulson Vol. 660 adalah sebagai berikut:

- **Korosivitas:** fluida dengan potensi korosivitas yang lebih besar ditempatkan di dalam *tube*. Kedua fluida bernilai sama. Potensi korosi ini ditimbulkan oleh keberadaan air yang merupakan salah satu elektrolit dan diproseskan oleh panas.
- **Fouling:** Fluida dengan nilai *fouling* yang lebih tinggi harus masuk ke dalam *tube*, karena penyumbatan pada *shell* membuat *maintenance* berjalan lebih sulit akibat geometri yang lebih kompleks dibandingkan dengan *tube*.
- **Temperatur:** Pendingin perlu masuk ke dalam *tube* dibandingkan dengan *shell*. Ini untuk mengurangi adanya pemindahan panas ke lingkungan, mengubah temperatur ambien yang berkemungkinan dapat mengganggu proses lain yang terkait dan *freezing*.
- **Viskositas:** yang lebih besar harus berada pada *shell*. Apabila senyawa dengan viskositas yang lebih tinggi di dalam *tube*, akan terjadi penurunan tekanan yang luar biasa hebat. Peningkatan viskositas akan berimbas pada penurunan laju alir.
- **Laju alir** tinggi perlu dimasukkan ke dalam bagian *tube*, karena apabila dimasukkan ke dalam *shell*, menyebabkan vibrasi dan secara subsekuen akan berimbas pada abrasi (Coulson, 2005). Karena area alir di *shell* dan *tube* hampir sama, maka laju alir yang tinggi perlu dimasukkan ke dalam *tube* (Kern, 1965)

Kesimpulan: Berdasarkan konsidersi-konsiderasi di atas maka air pendingin harus dimasukkan ke dalam *tube* dan umpan cooler dimasukkan ke bagian *shell*.

➤ **Perhitungan desain:**

a. Beban panas (Q)

$$Q = 1.506.137,883 \text{ kJ/jam}$$

$$= 1.427.618,846 \text{ Btu/jam}$$

b. LMTD (Log Mean Temperature Difference), (ΔT)

| Fluida Panas (°F) | | Fluida Dingin (°F) | Selisih | Ket |
|-------------------|-------------|--------------------|---------|--------------|
| 302 | Suhu tinggi | 131 | 171 | Δt_2 |
| 86 | Suhu rendah | 82,4 | 3,6 | Δt_1 |
| Selisih | | | 167,4 | |

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \quad (\text{Pers. 5.14, Kern, 1965})$$

$$\text{LMTD} = 43,408 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_m = 43,408 \text{ }^\circ\text{F}$$

c. Temperatur Rata-rata (T_c dan t_c)

$$T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2}$$

$$= 194^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2}$$

$$= 106,7^\circ\text{F}$$

d. Menentukan tipe heat exchanger berdasarkan surface area (A)

$$\text{Asumsi } U_D = 75 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{.}^\circ\text{F} \quad (\text{Tabel 8, Kern, 1965})$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t}$$

$$A = 439 \text{ ft}^2$$

Nilai $A > 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan *heat exchanger* dengan jenis *shell and tube heat exchanger* (Coulson, 2005; Kern, 1965).

e. Klasifikasi Shell and Tube

- *Tube Side* (fluida dingin)

$$\text{Panjang tube (L)} = 16 \text{ ft} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$\text{BWG} = 16 \quad (\text{Tabel 10, Kern, 1965})$$

$$\text{Tube surface area (a'')} = 0,196 \text{ ft}^2/\text{ft} \quad (\text{Tabel 10, Kern, 1965})$$

$$\text{Tube Pitch (P}_T) = 1 \text{ in} \quad (\text{Tabel 9, Kern, 1965})$$

$$\text{Tube arrangement} = \text{triangular} \quad (\text{Tabel 9, Kern, 1965})$$

$$\text{Number of passes} = 4 \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$\text{Jumlah Tube (Nt)} = \frac{\square}{\square \square a''} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$= 140 \text{ tubes}$$

Berdasarkan Tabel 9 (Kern, 1965) untuk 1 *tube pass*, didapat nilai yang mendekati Nt perhitungan adalah:

$$Nt = 151 \text{ tubes}$$

- Koreksi nilai U_D berdasarkan klasifikasi *tube* di atas

$$A = Nt \times L \times a''$$

$$= 439,712 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{\square}{A \times \Delta t}$$

$$U_D \text{ koreksi} = 74,795 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(Nilai U_D koreksi sudah mendekati U_D asumsi)

- *Shell side* (fluida panas/*steam*)

$$\text{Inside diameter (ID)} = 12 \text{ in}$$

$$\text{Baffle space (B)} = 6 \text{ in}$$

$$\text{Nuber of passes} = 2$$

f. Spesifikasi Shell and Tube

- *Tube side* (fluida dingin)

- a) Flow area/tube, a'_t

$$a'_t = 0,302 \text{ in}^2 \quad (\text{Tabel 10, Kern})$$

$$a_t = N_t \times a'_t / 144 \times n$$
$$= 0,074 \text{ ft}^2$$

- b) Laju alir, G_t

$$G_t = W/a_t$$
$$= 397892,928 \text{ lb/hr.ft}^2$$

- c) Bilangan reynold, NRe_t

$$t_c = 106,7^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,645 \text{ cP} = 1,560 \text{ lb/ft.h}$$

$$D = 0,061 \text{ ft} \quad (\text{Fig. 28, Kern 1965})$$

$$NRe = D.G_t/\mu = 15.516,106$$

- d) *Tube side heat transfer factor*, j_H

$$j_H = 150 \quad (\text{Fig. 28, Kern, 1965})$$

- e) Bilangan Prandtl, NPr_t

$$t_c = 106,7^\circ\text{F}$$

$$c = 0,998 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,645 \text{ cP} = 1,560 \text{ lb/ft.hr}$$

$$k = 0,362 \text{ Btu/ft.}^\circ\text{F}$$

$$NPr_t = \left(\frac{c \times \mu}{\square} \right)^{1/3} = 1,625$$

f) *Film coefficient of fluids, h_i*

$$h_i = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{Cp\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 6.15, Kern, 1965})$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1 \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_i = 1.450,872 \text{ Btu/hr.ft}^{2\circ\text{F}}$$

$$h_{io} = h_i \times ID/OD \quad (\text{Pers. 6.5, Kern, 1965})$$

$$= 1.199,388 \text{ Btu/hr.ft}^{2\circ\text{F}}$$

- *Shell side (Hot side)* yakni umpan kondenser

a) Flow area, a_s

$$ID = \text{Diameter dalam shell} = 12 \text{ in}$$

$$B = \text{Baffle spacing} = 6 \text{ in}$$

$$Pt = \text{Tube Pitch} = 1 \text{ in}$$

$$C' = \text{Clearance} = Pt - OD$$

$$= 0,25 \text{ in}$$

$$a_s = ID \times C' B / 144 P_T \quad (\text{Pers. 7.1, Kern, 1965})$$

$$= 0,125 \text{ ft}^2$$

b) Laju alir, G_s

$$G_s = w/a_s$$

$$= 114.247,772 \text{ lb/hr.ft}^2$$

c) Bilangan reynold, NRe_s

$$t_c = 194^\circ\text{F}$$

$$\mu = 2,669 \text{ cP} = 6,457 \text{ lb/ft.hr}$$

$$D_e = 0,061 \text{ ft} \quad (\text{Fig. 28, Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned} NRe_s &= D_e \cdot G_s / \mu \\ &= 1.076,363 \end{aligned}$$

d) *Shel side heat transfer factor, j_H*

$$j_H = 25 \quad (\text{Fig. 28, Kern, 1965})$$

e) *Bilangan Prandtl, NPr_s*

$$\begin{aligned} T_c &= 194^\circ\text{F} \\ c &= 0,475 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\ \mu &= 2,669 \text{ cP} = 6,640 \text{ lb/ft.hr} \\ k &= 0,075 \text{ Btu/ft.}^\circ\text{F} \\ NPr_s &= \left(\frac{c \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 3,441 \end{aligned}$$

f) *Film coefficient of fluids, h_o*

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka diperoleh:

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{c \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} (\text{Pers. 6.15a, Kern, 1965})$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1 \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_o = 106,058 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{F}$$

g. Clean Overall Coefficient, U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} \quad (\text{Pers. 6.7, Kern, 1965})$$

$$= 97,442 \frac{\square}{\text{jam.ft}^2.\text{°F}}$$

h. Dirt Factor, R_d

$$R_d = \frac{(U_C - U_D)}{(\square\square\square)} \quad (\text{Pers. 6.13, Kern, 1965})$$

$$R_d = 0,001 \text{ jam.ft}^2.\text{°F}/\text{Btu}$$

i. Pressure Drop, ΔP

- *Tube side* (fluida dingin/air pendingin)

a) Untuk $N_{\text{Ret}} = 14385,794$

Faktor friksi (f) = 0,0003 ft²/in² (Fig. 26, Kern, 1965)

s (spgr) = $\frac{\square}{\square}$

dimana \square untuk air adalah $\square\square$ \square

\square = 1000 kg/m³

\square = 999,454 kg/m³

= 0,999

b) $\Delta P_t = 0,060$

- c) *Return Loss Pressure Drop* (ΔP_r)

$$(\Delta P_r) = \frac{4 \times v^2 \times L}{\square\square 2 \square}$$

= 0,02

- d) *Pressure drop total* (ΔP)

$$\Delta P = \Delta P_t + \Delta P_r$$

= 0,062 Psi

- *Shell side* (fluid panas/heater)

- a) Faktor friksi N_{Res}

$$N_{RES} = 1076,363$$

$$f = 0,004 \text{ ft}^2/\text{in}^2 \quad (\text{Fig.29, Kern, 1965})$$

$$s \text{ (spgr)} = \frac{\square}{\square}$$

Dimana \square untuk air/gas adalah \square fluida,

$$s \text{ (spgr)} = \frac{1000 \text{ kg/jam}}{924,209 \text{ kg/jam}}$$

$$= 0,924$$

b) *Number of crosses, (N + 1)*

$$N + 1 = 12 L / B$$

$$= 32 \text{ per pass}$$

$$\text{Jumlah Baffle, N} = 31 \text{ Baffle}$$

$$\text{Crosses dalam shell} = 32 \text{ crosses}$$

$$c) \Delta P_s = \frac{\square G_s^2 \square (\square + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e s \phi} \quad (\text{Pers. 7.44, Kern, 1965})$$

$$= 0,035 \text{ psi}$$

Pressure Drop, ΔP hasil perhitungan untuk *hot side* dan *cold side* sudah memenuhi standar *Pressure Drop* yang diizinkan (< 10 psi) (Kern, 1965). Perhitungan desain *cooler* dengan jenis *double pipe heat exchanger* selanjutnya dikerjakan secara analog seperti perhitungan pada *Cooler*.

8. COOLER 02 (C-02)

Fungsi : Menjadikan *bottom* produk dari VP menjadi 30°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan konstruksi : *Stainless Steel SA 240 Grade S*

➤ **Data Kondisi Operasi**

Hot side = Aliran campuran *bottom product* dari VP

Laju alir *hot side*, W1 = 51,724074 kg/jam = 114,052 lb/jam

Temperatur *hot side in*, T1 = 149,252 °C = 300,654 °F

Temperatur *hot side out*, T2 = 30 °C = 86 °F

Cold side = Air pendingin

Laju alir *hot side*, W2 = 13300,64009 kg/jam = 29327,911 lb/jam

Temperatur *hot side in*, t1 = 28 °C = 82,4 °F

Temperatur *hot side out*, t2 = 55 °C = 131 °F

➤ **Data Kondisi Fisik**

Data Fisika Bahan

| Sifat | <i>Hot side</i> saat Tc | <i>Cold side</i> saat tc | Satuan |
|-----------------------------------|-------------------------|--------------------------|---------------------|
| Densitas (ρ) | 58,498 | 62,393 | Lb/ ft ³ |
| Viskositas (μ) | 3,843 | 0,645 | cP |
| Konduktivitas termal (<i>k</i>) | 0,070 | 0,362 | Btu/ft°F |
| Kapasitas panas (Cp) | 0,456 | 0,998 | Btu/lb°F |

➤ **Penentuan Lokasi Bahan**

Penempatan fluida perlu mengikuti kaidah-kaidah tertentu. Dalam hal ini, *tube* menjadi fokus utama karena perlu diawasi untuk melihat potensi kegagalan atau *failure* saat operasi.

| IDENTIFIKASI | |
|--------------|---------------|
| Nama Alat | <i>Cooler</i> |
| Kode Alat | 02 |
| Jumlah | 1 |
| Operasi | Kontinyu |

| | |
|--|--------------------------------------|
| Fungsi | Mendinginkan keluaran Vaporizer |
| DATA DESAIN | |
| Tipe | <i>Shell and Tube Heat Exchanger</i> |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainless Steel 240 Grade S</i> |
| <i>Rd calculated</i> | 1,062 hr.ft ² .°F/Btu |
| <i>Overall Clean Coefficient (Uc)</i> | 23, 203 Btu/hr.ft ² .°F |
| <i>Overall Design Coefficient (Ud)</i> | 0,905 Btu/hr.ft ² .°F |
| <i>Tube Side Transfer Corfficient (hio)</i> | 135,931 Btu/hr.ft ² .°F |
| <i>Shell Side Heat Transfer Coefficient (ho)</i> | 27,978 Btu/hr.ft ² .°F |
| TUBE SIDE | SHELL SIDE |
| <i>Lenght</i> 24 ft | ID 12 in |
| OD 0,75 in | <i>Baffle Space</i> 6 in |
| BWG 16 in | <i>Passes</i> 2 |
| Pitch 1 in (<i>Triagular</i>) | Jumlah 48 |
| Passes 4 | ΔPT ps 0,042 |
| Jumlah tube 4 | |
| ΔPT 0,0306psi | |

9. DECANTER

Fungsi : Memisahkan campuran larutan keluaran NT berdasarkan perbedaan densitas dan kelarutan.

Tipe : *Vertikal silinder drum*

Kondisi Operasi

Tekanan = 1 atm

Temperatur = 30°C

Fase Continue (*Light liquid*)

W_c = 144,5539 kg/jam

ρ_c = 866,579 kg/m³

$$Q_c = 0,1668 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00004633 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho_c = 113,854 \text{ cP} = 0,11385 \text{ kg/m.s}$$

Fase Disperse (Heavy liquid)

$$W_d = 6.3131,1313 \text{ kg/jam}$$

$$\rho_d = 975,3227 \text{ kg/m}^3$$

$$Q_d = 6,4728 \text{ m}^3/\text{jam} = 0,00179 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\rho_d = 0,00767 \text{ cP} = 0,0000077 \text{ kg/m.s}$$

Desain Perhitungan

1). Desain Decanter

a. Settling velocity (U_d)

$$\text{Asumsi : } d_d = 160 \mu = 0,0002 \text{ m}$$

$$U_d = \frac{V_{d.g.}^2 (\rho_d - \rho_c)}{18 \cdot \mu_c}$$

(Pers.10,7, Sinnott, 2005)

$$U_d = \frac{0,00004 \text{ m}^2 \cdot 9,807 \frac{\text{m}}{\text{s}} / (1.075,009 \text{ kg/m}^3 - 959,033 \text{ kg/m}^3)}{18 \times 0,006 \text{ kg/m.s}}$$

$$U_d = 0,0003 \text{ m/s}$$

b. Volumetric flowrate continuous phase (L_c)

$$L_c = \frac{W_c}{\rho_c}$$

$$= \frac{6.313,13 \text{ kg/jam}}{959,033 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 0,0018 \text{ m}^3/\text{s}$$

c. Interphase of area (a_i)

$$A_i = \frac{L_c}{U_d} = 7,067 \mu^2$$

d. Diameter Decanter (D_{dec})

$$r = \left(\frac{A_i}{\square}\right)^{0,5}$$
$$= \left(\frac{7,067 \text{ m}^2}{3,14}\right)^{0,5} = 1,5 \text{ m}$$

$$D_{dec} = 2 \times r$$
$$= 2 \times 1,5 \text{ m}$$
$$= 3 \text{ m} = 118,130 \text{ in}$$

h. Tinggi decanter (h)

$$h = 2,5 \times D_{dec} \quad (\text{Example .10,3,sinnott,2005})$$
$$= 2,5 \times 3 \text{ m}$$
$$= 7,501 \text{ m}$$

i. Dispersi Band (I)

$$I = 10\% \times h \quad (\text{Example .10,3,sinnott,2005})$$
$$= 10\% \times 7,501 \text{ m}$$
$$= 0,75 \text{ m}$$

j. Residence time of droplet (tr)

$$tr = \frac{I}{U_d}$$
$$= \frac{0,75 \text{ m}}{0,0003 \text{ m/s}}$$
$$= 2.899 \text{ s} \quad = 48,320 \text{ menit}$$

k. Check d_a

$$U_d = \left(\frac{W_d}{\square}\right) \square \left(\frac{1}{3.600}\right) \square \left(\frac{1}{\square}\right)$$
$$= \left(\frac{254,81 \text{ kg/jam}}{1.075 \text{ kg/m}^3}\right) \square \left(\frac{1}{3.600}\right) \square \left(\frac{1}{7,067 \text{ m}^2}\right)$$
$$= 0,00001 \text{ m/s} \quad = 0,009 \text{ mm/s}$$

$$\begin{aligned}
 d_d &= \left(\frac{U_d \cdot 18 \cdot \mu_c}{g \cdot (\rho_d - \rho_c)} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{0,009 \frac{m}{s} \cdot 18 \cdot 0,0001 \frac{kg}{m \cdot s}}{9,807 \frac{m}{s^2} \cdot (1.075 - 959) \frac{kg}{m^3}} \right)^{0,5} \\
 &= 0,00016 \text{ m} \qquad \qquad \qquad = 0,001 \square
 \end{aligned}$$

2). Instalasi pipa

Kecepatan fluida decanter (v) harus lebih kecil atau sama dengan 1 m/s

(Coulson Hal.444)

a. Feed flow rate (Qr)

$$\begin{aligned}
 Q_r &= \left(\frac{1}{3.600} \right) \times \left[\left(\frac{W_d}{\square} \right) + \left(\frac{W_c}{\square} \right) \right] \\
 &= \left(\frac{1}{3.600} \right) \times \left[\left(\frac{6.313,13 \frac{kg}{jam}}{1.075 \frac{kg}{m^3}} \right) + \left(\frac{144,5539 \frac{kg}{jam}}{959 \frac{kg}{m^3}} \right) \right] \\
 &= 0,0019 \text{ m}^3/\square
 \end{aligned}$$

b. Pipa Area (Ap)

$$\begin{aligned}
 A_p &= \frac{Q_r}{\square} \\
 &= \frac{0,0019 \text{ m}^3/\square}{1 \text{ m}^2/\square} \\
 &= 0,0019 \text{ m}^2
 \end{aligned}$$

c. Pipe Diameter (Dp)

$$\begin{aligned}
 D_p &= \left(\frac{4 \times A_p}{\pi} \right)^{0,5} \\
 &= \left(\frac{4 \times 0,0019 \text{ m}^2}{3,14} \right)^{0,5} \\
 &= 0,049 \text{ m} \qquad \qquad \qquad = 1,934 \text{ in}
 \end{aligned}$$

d. Menentukan kedalaman zat cair / *light liquid take off* (Z_1)

$$\begin{aligned} Z_1 &= 0,9 \times h \\ &= 0,9 \times 7,5 \text{ m} &= 6,751 \text{ meter} \end{aligned}$$

e. Tinggi Interface (Z_3)

$$\begin{aligned} Z_3 &= 0,5 \times h \\ &= 0,5 \times 7,5 \text{ m} &= 3,751 \text{ meter} \end{aligned}$$

f. Kedalaman aliran limpan / *heavy liquid take off* (Z_2)

$$\begin{aligned} Z_2 &= \frac{Z_1 - Z_3}{\rho_c} \times \rho_d + Z_3 \\ Z_2 &= \frac{(6,751 - 3,751) \text{ m}}{959 \text{ kg/m}^3} \times 1.075 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 3,751 \text{ m} \\ &= 7,114 \text{ m} \end{aligned}$$

3). Tebal dinding decanter (t)

$$t = \frac{P.D}{(2.S.E).(0,2.P)} + C \quad \text{(Tabel 4, Peter)}$$

Dimana:

Working stress allowable = 12.650 psi (Brownell & Young, 1959)

Welding joint efficiency = 80% (Brownell & Young, 1959)

Tebal korosi = 0,087 in

P = Tekanan desain (psi)

➤ Menentukan Tekanan Desain

Ketinggian cairan dalam tangki maka,

Tekanan desain (psi) = 1,696 atm

(*Safety factor 10%*)

Tekanan desain = (100% + 10%) x 1,696 atm

$$= 1,866 \text{ atm}$$

$$= 27,421 \text{ psi}$$

Diperoleh:

$$t = \frac{P.D}{(2.S.E).(0,2.P)} + C$$

$$t = \frac{16,5433 \text{ psi} \times 4,7844 \text{ in}}{(2 \times 12650 \text{ psi} \times 0,8).(0,2 \times 16,5433 \text{ psi})} + 0,87$$

$$t = 0,965 \text{ in}$$

$$t = 0,025 \text{ m}$$

Diameter Luar Decanter

$$OD = ID + (2.t)$$

$$= 0,1215 \text{ m} + (2 \times 0,00221) \text{ m}$$

$$= 0,1261 \text{ m}$$

10. ROTARY DRUM VACUM FILTER (RDF)

Fungsi : Memisahkan padatan dari campuran atau *slurry*

Tipe : Standart Rotary drum filter

Bahan Konstruksi :

Data Desain

Temperatur = 30°C

Waktu = 160 menit

Tekanan = 3 atm

Tebal Cake = 20 mm (Tabel 18-8, Perry ed. 8, 2008)

Safety Factor = 20% (Tabel 6, Peters dan Timmerhause 1991)

Data Neraca Massa

Laju alir umpan = 6.799,006 kg/jam

| | |
|-------------------|-------------------------------|
| Laju alir cake | = 61,6977 kg/jam |
| Laju alir Filtrat | = 6.546,8701 kg/jam |
| Densitas Filtrat | = 963,409 kg/m ³ |
| Densitas Cake | = 1.127,311 kg/m ³ |

Perhitungan Desain

Perhitungan desain dilakukan berdasarkan referensi dari beberapa literatur desain (Perry ed. 8, 2008)

| | | |
|--------------------------------|--|------------------------------|
| Asumsi tebal cake | = 0,02 cm | (Tepang Hou;184) |
| Minimum tebal cake | = 6 mm | (Perry 7 th ed.T.18-8) |
| Berat cake kering, W | = 10 kg/m ² .cycle | |
| $\Delta d / W$ untuk 25% moist | = 0,04 menit | (Perry 7 th ed; figT.18-102) |
| Waktu pengeringan, Δd | = $\frac{\Delta d}{w} \times W$ | (Perry 7 th ed; figT.18-98) |
| | = 0,0400 menit x 10 kg/m ² .cycle | |
| | = 0,4 menit | |
| Asumsi waktu pencucian | = 0,4 menit | |
| % cycle total | = 80% | (Perry 7 th ed; T.18-9) |
| % cycle washing | = 29% | (Perry 7 th ed; T.18-9) |
| % cycle discharge | = 20% | (Perry 7 th ed; T.18-9) |

% cycle untuk washing dan dinal dry

$$= 80\% - 29\% - 20\%$$

$$= 31\%$$

$$\text{Cycle} = \frac{\theta_{\text{dry}} + \theta_{\text{wash}}}{\% \text{ cycle}}$$

$$= \frac{0,4 \text{ menit} + 0,4 \text{ menit}}{31 \%}$$

$$= 2,53 \text{ menit}$$

Asumsi overall scale-up factor = 1

$$\text{Rate filtrasi} = \frac{W}{\text{cycle time}} \times (60 \times \text{scale up})$$

$$= \frac{10 \text{ kg/m}^2 \cdot \text{cycle}}{2,53 \text{ menit}} \times (60 \times 0,9)$$

$$= 209,25 \text{ kg/jam} \cdot \text{m}^2$$

Dry cake pada produk = 61,70 kg/jam

$$\text{Total filter area} = \frac{\text{dry cake}}{\text{rate filtrasi}} \text{ kg/jam}$$

$$= 0,2949 \text{ m}^2$$

Dimensi filter:

Perbandingan L/D komersial untuk single unit : L/D = 2 (Perry 7th ed; 18-86)

$$\text{Total filter area} = 0,2949 \text{ m}^2$$

$$\text{A drum} = \pi \times D \times L$$

$$0,2949 \text{ m}^2 = \pi \times D \times 2D$$

$$0,2949 \text{ m}^2 = \pi \times 2 D^2$$

$$D^2 = 0,0586 \text{ m}^2$$

$$D = 0,2422 \text{ m}$$

$$\text{Panjang, L} = 2 \times 0,2422 \text{ m}$$

$$= 0,39 \text{ m}$$

Tenaga yang dibutuhkan untuk RDVF sebesar:

$$\text{Power} = 0,05 \text{ hp} / \text{ft}^2 \text{ luas filter}$$

Maka tenaga sesungguhnya yang dibutuhkan:

$$\text{Power} = 3,173 \text{ m}^2 \times 0,05 \text{ hp} / \text{ft}^2 \text{ luas filter}$$

$$= 0,159 \text{ hp}$$

$$\text{Efisiensi motor} = 80\%$$

$$\text{Maka, Power} = \frac{0,159 \text{ hp}}{80\%}$$

$$= 0,198 \text{ hp} = 1 \text{ Hp}$$

11. HEATER 01 (H-01)

Fungsi : Memanaskan Keluaran MT menjadi 150°C

Tipe : *Shell and Tube Heat Exchanger*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 240 Grade S*

Data kondisi operasi:

Hot side = *Saturated Steam*

Laju alir *hot side*, W_1 = 614,3036 kg/jam

= 1.354,545 lb/jam

Temperatur *hot side in*, T_1 = 200°C

= 329°F

Temperatur *hot side out*, T_2 = 200 °C

= 329 °F

Cold side = Aliran keluaran *Mixing Tank -01*

Laju alir *cold side*, W_2 = 5.463,7490 kg/jam

= 12.047,567 lb/jam

Temperatur *cold side in*, t_1 = 30 °C = 86 °F

Temperatur *cold side out*, t_2 = 150 °C = 302 °F

Data kondisi fisik:

Data Fisika Bahan

| Sifat | Hot Side saat | Cold Side saat | Sattuan |
|------------------------------|---------------|----------------|--------------------|
| | Tc | tc | |
| Densitas (ρ) | 0,029 | 60,572 | lb/ft ³ |
| Viskositas (μ s) | 0,016 | 2,018 | cP |
| Konduktifitas termal (k) | 0,020 | 0,041 | Btu/ft.°F |
| Kapasitas panas (C_p) | 0,463 | 0,434 | Btu/ft.°F |

Penentuan lokasi bahan:

Penempatan fluida perlu mengikuti kaidah – kaidah tertentu. Dalam hal ini, *tube* menjadi fokus utama karena perlu diawasi untuk melihat potensi kegagalan atau *failure* saat operasi.

| Kategori | Umpan Heater | Steam | Keterangan |
|----------------|-----------------|-------|--|
| Korosivitas | = | = | <ul style="list-style-type: none"> • <i>Steam</i> pemanas dan umpan <i>heater</i> sama- sama memiliki potensi korosi karena adanya air sebagai elektrolit dan suhu tinggi dapat memicu lebih cepat. |
| <i>Fouling</i> | < | > | <ul style="list-style-type: none"> • Umpan <i>cooler</i> = 0,0002 m²°C/W • <i>Steam</i> pemanas = 0.0003 - 0,0017 m²°C/W <p>(Tabel 12.2. RK Sinnot)</p> |

| | | | |
|------------|---|---|---|
| Temperatur | < | > | <ul style="list-style-type: none"> • Umpan <i>heater</i> Tin = 30 °C • <i>Steam</i> Tin = 200 °C |
| Viskositas | > | < | <ul style="list-style-type: none"> • Umpan <i>heater</i> = 2,018 cP • <i>Steam</i> pemanas = 0,016 cP |
| Laju Alir | > | < | <ul style="list-style-type: none"> • Umpan <i>heater</i> = 1.744,865 kg/jam • <i>Steam</i> pemanas = 199,505 kg/jam |

Dasar Penempatan fluida berdasarkan Coulson Vol. 660 adalah sebagai

berikut:

- **Korosivitas:** Fluida dengan potensi korosifitas yang lebih besar ditempatkan di dalam *tube*. Kedua fluida bernilai sama. Potensi korosi ini ditimbulkan oleh keberadaan air yang merupakan salah satu elektrolit dan diproseskan oleh panas.
- **Fouling:** Fluida dengan nilai *fouling* yang lebih tinggi harus masuk ke dalam *tube*, karena penyumbatan pada *shell* membuat *maintenance* berjalan lebih sulit akibat geometri yang lebih kompleks dibandingkan dengan *tube*.
- **Temperatur:** Pendingin perlu masuk ke dalam *tube* dibandingkan dengan *shell*. Ini untuk mengurangi adanya pemindahan panas ke lingkungan, mengubah temperatur ambien yang berkemungkinan dapat mengganggu proses lain yang terkait dan *freezing*.
- **Viskositas:** yang lebih besar harus berada pada *shell*. Apabila senyawa dengan viskositas yang lebih tinggi di dalam *tube*, akan terjadi penurunan tekanan yang luar biasa hebat. Peningkatan viskositas akan berimbas pada penurunan laju alir.

- **Laju alir** tinggi perlu dimasukkan ke dalam bagian *tube*, karena apabila dimasukkan ke dalam *shell*, menyebabkan vibrasi dan secara subsekuen akan berimbas pada abrasi (Coulson,2005). Karena area alir di *shell* dan *tube* hampir sama, maka laju alir yang tinggi perlu dimasukkan ke dalam *tube* (Kern,1965)

Kesimpulan: Berdasarkan konsiderasi-konsiderasi di atas maka air pendingin harus dimasukkan ke dalam *tube* dan umpan cooler dimasukkan ke bagian *shell*.

➤ **Perhitungan desain:**

a. Beban panas (Q)

$$Q = 1.190.832,781 \text{ kJ/jam} = 1.128.751,451 \text{ Btu/jam}$$

b. LMTD (Log Mean Temperature Difference), (ΔT)

| Fluida Panas (°F) | | Fluida Dingin (°F) | Selisih | Ket |
|-------------------|-------------|--------------------|---------|--------------|
| 392 | Suhu tinggi | 301 | 90 | Δt_2 |
| 392 | Suhu rendah | 86 | 306 | Δt_1 |
| | Selisih | | -216 | |

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \quad (\text{Pers. 5.14, Kern, 1965})$$

1965)

$$LMTD = 176,503 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_m = 176,503 \text{ }^\circ\text{F}$$

c. Temperatur Rata-rata (T_c dan t_c)

$$T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2}$$

$$= 194^\circ\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2}$$

$$= 106,7^\circ\text{F}$$

d. Menentukan tipe heat exchanger berdasarkan surface area (A)

Asumsi UD berdasarkan Tabel 8, Kern (1965), dengan fluida panas steam dan fluida dingin heavy organics, didapatkan rentang nilai UD 6-60

Asumsi $U_D = 10 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$ (Tabel 8, Kern, 1965)

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t}$$

$$A = 639,508 \text{ ft}^2$$

Nilai $A > 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan *heat exchanger* dengan jenis *shell and tube heat exchanger* (Coulson, 2005; Kern, 1965).

e. Klasifikasi Shell and Tube

Penentuan ukuran *tube* perlu mengingat nilai laju alir massa yang perlu diatur agar berjalan lambat, sehingga proses pemanasan dapat berjalan dengan baik. Berdasarkan *Rule of Thumb Heat Exchanger* (Walas, 1990) ukuran standar *tube* adalah $\frac{3}{4}$ in OD, 1 in sudut triangular, panjang 16 ft. Berdasarkan Coulson (2005) ID 0,5834 in. Penentuan spesifikasi *shell dan tube* juga dapat melalui Tabel BWG (Kern, Appendix Tabel 11):

- *Tube Side* (fluida dingin)

$$\text{Panjang tube (L)} = 16 \text{ ft} \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = 0,75 \text{ in} \quad (\text{Kern, 1965})$$

| | | |
|--------------------------------------|---|------------------------|
| BWG | = 16 | (Tabel 10, Kern, 1965) |
| <i>Tube surface area</i> (a'') | = 0,196 ft ² /ft | (Tabel 10, Kern, 1965) |
| <i>Tube Pitch</i> (P _T) | = 1 in | (Tabel 9, Kern, 1965) |
| <i>Tube arrangement</i> | = <i>triangular</i> | (Tabel 9, Kern, 1965) |
| <i>Number of passes</i> | = 2 | (Kern, 1965) |
| Jumlah <i>Tube</i> (N _t) | = $\frac{\square}{\square \square a''}$ | (Kern, 1965) |
| | = 203 tubes | |

Berdasarkan Tabel 9 (Kern, 1965) untuk 1 *tube pass*, didapat nilai yang mendekati N_t perhitungan adalah:

$$N_t = 203 \text{ tubes}$$

- Koreksi nilai U_D berdasarkan klasifikasi *tube* di atas

$$A = N_t \times L \times a''$$

$$= 637,582 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{\square}{A \times \Delta t}$$

$$U_{D \text{ koreksi}} = 10,03 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

(Nilai U_D koreksi sudah mendekati U_D asumsi)

- *Shell side* (fluida panas/*steam*) (Tabel 10, Kern)

$$\text{Inside diameter (ID)} = 17 \frac{1}{4} \text{ in}$$

$$\text{Baffle space (B)} = 8,625 \text{ in}$$

$$\text{Nuber of passes} = 1$$

f. Spesifikasi Shell and Tube

- *Tube side* (fluida dingin)

a). Flow area/tube, a'_t

$$a'_t = 0,302 \text{ in}^2 \quad (\text{Tabel 10, Kern})$$

Kern)

$$a_t = Nt \times a'_t / 144 \times n$$

$$= 0,426 \text{ ft}^2$$

b). Laju alir, G_t

$$G_t = W/a_t = 28.298,202 \text{ lb/hr.ft}^2$$

c). Bilangan reynold, NRe_t

$$t_c = 194 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,016 \text{ cP} = 0,039 \text{ lb/ft.h}$$

$$D = 0,061 \text{ ft} \quad (\text{Fig. 28, Kern 1965})$$

$$NRe = D.G_t/\mu$$

$$= 37.489,071$$

d). *Tube side heat transfer factor*, j_H

$$j_H = 140 \quad (\text{Fig. 28, Kern, 1965})$$

e). Bilangan Prandtl, NPr_t

$$t_c = 194 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$c = 0,463 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,016 \text{ cP} = 0,039 \text{ lb/ft.hr}$$

$$k = 0,02 \text{ Btu/ft.}^\circ\text{F}$$

$$NPr_t = \left(\frac{c \times \mu}{\square} \right)^{1/3} = 0,967$$

f). *Film coefficient of fluids, h_i*

$$h_i = j_H \left(\frac{k}{D}\right) \left(\frac{C_p \mu}{k}\right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 6.15, Kern, 1965})$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0,14} = 1 \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_i = 52.380 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = h_i \times \text{ID/OD} \quad (\text{Pers. 6.5, Kern, 1965})$$

$$= 43,301 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{.}^\circ\text{F}$$

• *Shell side (Hot side)* yakni umpan kondenser

a) Flow area, a_s

$$\text{ID} = \text{Diameter dalam shell} = 17,25 \text{ in}$$

$$B = \text{Baffle spacing} = 8,625 \text{ in}$$

$$P_t = \text{Tube Pitch} = 1 \text{ in}$$

$$C' = \text{Clearance} = P_t - \text{OD} = 0,25 \text{ in}$$

$$a_s = \text{ID} \times C' \times B / 144 P_t \quad (\text{Pers. 7.1, Kern, 1965})$$

$$= 0,2583 \text{ ft}^2$$

b). Laju alir, G_s

$$G_s = w/a_s$$

$$= 4.244,062 \text{ lb/hr.ft}^2$$

c). Bilangan reynold, NRe_s

$$t_c = 194^\circ\text{F}$$

$$\mu = 2,081 \text{ cP} = 5,036 \text{ lb/ft.hr}$$

$$D_e = 0,730 \text{ ft} \quad (\text{Fig. 28, Kern, 1965})$$

$$\begin{aligned} NRe_s &= D_e \cdot G_s / \mu \\ &= 63,346 \end{aligned}$$

d). *Shel side heat transfer factor, j_H*

$$j_H = 3 \quad (\text{Fig. 28, Kern, 1965})$$

f). *Bilangan Prandtl, NPr_s*

$$\begin{aligned} T_c &= 00000 \text{ }^\circ\text{F} \\ c &= 0,434 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \\ \mu &= 0,016 \text{ cP} = 0,039 \text{ lb/ft.hr} \\ k &= 0,041 \text{ Btu/ft.}^\circ\text{F} \\ NPr_s &= \left(\frac{\rho \cdot c \cdot \mu}{k} \right)^{1/3} \\ &= 3,759 \end{aligned}$$

g) *Film coefficient of fluids, h_o*

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka diperoleh:

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 6.15a, Kern, 1965})$$

1965)

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} = 1 \quad (\text{Kern, 1965})$$

$$h_o = 7,600 \text{ Btu/hr.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

g. Clean Overall Coefficient, U_c

$$U_c = \frac{(h_{i0} \times h_o)}{(h_{i0} + h_o)} \quad (\text{Pers. 6.7, Kern, 1965})$$

$$= 6,465 \frac{\square}{\text{jam.ft}^2.\text{°F}}$$

h. Dirt Factor, R_d

$$R_d = \frac{(U_C - U_D)}{(U_C \times U_D)} \quad (\text{Pers. 6.13, Kern, 1965})$$

1965)

$$R_d = 0,055 \text{ jam.ft}^2.\text{°F/Btu}$$

i. Pressure Drop, ΔP

- *Tube side* (fluida dingin/air pendingin)

a). Untuk $N_{Ret} = 37.166,286$

Faktor friksi (f) = 0,0002 ft²/in² (Fig. 26, Kern, 1965)

s (spgr) = $\frac{\square}{\square}$

dimana \square untuk air adalah $\square \square \square$

$\square \square = 1000 \text{ kg/m}^3$

$\square \square = 970,277 \text{ kg/m}^3$

= 0,970

b). $\Delta P_t = 0,012 \text{ psi}$

c). *Return Loss Pressure Drop* (ΔP_r)

$$(\Delta P_r) = \frac{4 \times V^2 \times L}{\square \square 2 \square \square}$$

= 0,726 psi

d). *Pressure drop total* (ΔP)

$$\Delta P = \Delta P_t + \Delta P_r$$

= 0,739 psi

- *Shell side* (fluid panas/heater)

a). Faktor friksi N_{RES}

$$N_{RES} = 63,346$$

$$f = 0,015 \quad (\text{Fig.29, Kern, 1965})$$

$$s \text{ (spgr)} = \frac{\square}{\square}$$

Dimana \square untuk air/gas adalah \square fluida,

$$s \text{ (spgr)} = \frac{1,2 \text{ kg/jam}}{0,46 \text{ kg/jam}} = 0,391$$

b). *Number of crosses*, $(N + 1)$

$$N + 1 = L / B = 23 \text{ per pass}$$

$$\text{Jumlah Baffle, } N = 22 \text{ Baffle}$$

$$\text{Crosses dalam shell} = 23 \text{ crosses}$$

$$c). \Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_e (N + 1)}{5,22 \times 10^{10} D_e s \phi} \quad (\text{Pers. 7.44, Kern, 1965}) = 0,0005 \text{ psi}$$

Pressure Drop, ΔP hasil perhitungan untuk *hot side* dan *cold side* sudah memenuhi standar *Pressure Drop* yang diizinkan (< 10 psi) (Kern, 1965). Perhitungan desain *cooler* dengan jenis *double pipe heat exchanger* selanjutnya dikerjakan secara analog seperti perhitungan pada *Cooler*.

12. HEATER 02 (H-02)

Fungsi : Memanaskan Keluaran MP menjadi 150°C

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 240 Grade S*

Data kondisi operasi:

Hot side = *Saturated Steam*

Laju alir *hot side*, W_1 = 232,9153 kg/jam

= 513,578 lb/jam

Temperatur *hot side in*, T_1 = 200°C

= 329°F

Temperatur *hot side out*, T_2 = 200 °C

= 329 °F

Cold side = Aliran keluaran *Mixing Point*

Laju alir *cold side*, W_2 = 1.581 kg/jam

= 3.486,064 lb/jam

Temperatur *cold side in*, t_1 = 30 °C = 86 °F

Temperatur *cold side out*, t_2 = 150 °C = 302 °F

Data kondisi fisik:

Data Fisika Bahan

| Sifat | <i>Hot Side saat</i> | <i>Cold Side saat</i> | Sattuan |
|------------------------------|----------------------|-----------------------|--------------------|
| | T_c | t_c | |
| Densitas (ρ) | 0,021 | 49,266 | lb/ft ³ |
| Viskositas (μ s) | 0,016 | 1,075 | cP |
| Konduktifitas termal (k) | 0,020 | 0,077 | Btu/ft.°F |

| | | | |
|---------------------------|-------|-------|-----------|
| Kapasitas panas (C_p) | 0,463 | 0,568 | Btu/ft.°F |
|---------------------------|-------|-------|-----------|

➤ **Perhitungan desain:**

a. Beban panas (Q)

$$Q = 451.506,3495 \text{ kJ/jam} = 427.968,104 \text{ Btu/jam}$$

b. LMTD (Log Mean Temperature Difference), (ΔT)

| Fluida Panas (°F) | | Fluida Dingin (°F) | Selisih | Ket |
|-------------------|-------------|--------------------|---------|--------------|
| 302 | Suhu tinggi | 302 | 90 | Δt_2 |
| 86 | Suhu rendah | 86 | 306 | Δt_1 |
| Selisih | | | -216 | |

$$LMTD = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln(\Delta t_2/\Delta t_1)} \quad (\text{Pers. 5.14, Kern, 1965})$$

$$LMTD = 176,503^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_m = 176,503^\circ\text{F}$$

c. Temperatur Rata-rata (T_c dan t_c)

$$\bullet \quad T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2}$$

$$= 194^\circ\text{F}$$

$$\bullet \quad t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2}$$

$$= 106,7^\circ\text{F}$$

d. Menentukan tipe heat exchanger berdasarkan surface area (A)

$$\bullet \quad \text{Asumsi } U_D = 100 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \quad (\text{Tabel 8, Kern, 1965})$$

$$\bullet \quad A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t}$$

$$\bullet \quad A = 24,247 \text{ ft}^2$$

Nilai $A > 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan *heat exchanger* dengan jenis *Double Pipe heat exchanger* (Coulson, 2005; Kern, 1965).

e. Klasifikasi Inner Pipe dan Outer Pipe (Annulus)

| Data Pipa | Outer Pipe | Inner Pipe |
|--------------------------------|------------|------------|
| IPS (in) | 4 | 3 |
| SN | 40 | 40 |
| OD (in) | 4,5 | 3,5 |
| ID (in) | 4,026 | 3,068 |
| $a'' \text{ (ft}^2/\text{ft)}$ | 1,178 | 0,917 |

Klasifikasi tersebut dilakukan berdasarkan Tabel 11, Kern (1965).

f. Spesifikasi Annulus (fluida panas, saturated steam)

a). Flow area, a'_a

$$D_2 = 4,026 \text{ in} = 0,336 \text{ ft}$$

$$D_1 = 3,5 \text{ in} = 0,292 \text{ ft}$$

$$a'_a = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

$$= 0,022 \text{ ft}^2$$

b). Equivalent Diameter, D_e

$$D_e = \frac{(D_2^2 - D_1^2)}{D_1}$$

$$= 0,094 \text{ ft}$$

c). Kecepatan Massa, G_a

$$G_a = W/a_a$$

$$= 23.798,497 \text{ lb/jam.ft}^2$$

d). Bilangan Reynold (N_{Re}) dan Bilangan Prandtl (N_{Pr_i})

$$T_c = 392 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0,016 \text{ cP} = 0,039 \text{ lb/jam.ft}$$

$$= \left(\frac{\square \square \text{Ga}}{\square} \right)$$

$$= 57.5151,591$$

Berdasarkan Fig. 24 (Kern, 1965), pada nilai $N_{Re} = 57.5151,591$ diperoleh nilai $J_H = 170$

$$C_p = 0,463 \text{ Btu/ft.}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,020 \text{ Btu/ft.}^\circ\text{F}$$

$$N_{Pr_t} = \left(\frac{c \times \mu}{\square} \right)^{\frac{1}{3}}$$

$$= 0,967$$

f). *Film coefficient of fluids, h_o*

$$h_o = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 6.15, Kern, 1965})$$

1965)

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka didapat:

$$h_o = 34,866 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

g. Spesifikasi *Inner Pipe* (Fluida dingin)

a). Flow area, a'_p

$$D_p = 3,068 \text{ in} = 0,256 \text{ ft}$$

$$a_p = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$= 0,051 \text{ ft}$$

$$= 0,022 \text{ ft}^2$$

b). Kecepatan Massa, G_a

$$\begin{aligned} G_p &= W/a_a \\ &= 67.938,734 \text{ lb/jam.ft}^2 \end{aligned}$$

c). Bilangan Reynold (N_{Re}) dan Bilangan Prandtl (N_{Pr})

$$\begin{aligned} T_c &= 194 \text{ }^\circ\text{F} \\ \mu &= 0,075 \text{ cP} = 2,600 \text{ lb/jam.ft} \end{aligned}$$

$$C_p = 0,568 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F}$$

$$k = 0,077 \text{ Btu/ft}^\circ\text{F}$$

$$\begin{aligned} N_{rep} &= \frac{(D_e \times G_p)}{\mu} \\ &= 6.680,642 \end{aligned}$$

Berdasarkan Fig. 24 (Kern, 1965), pada nilai $N_{Rep} = 6.680,642$ diperoleh nilai $J_H = 20$

$$\begin{aligned} N_{Pr_p} &= \left(\frac{c \times \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \\ &= 2,674 \end{aligned}$$

d). *Film coefficient of fluids*, h_i

$$h_i = j_H \left(\frac{k}{D} \right) \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14} \quad (\text{Pers. 6.15, Kern, 1965})$$

1965)

Koreksi viskositas diabaikan karena tidak signifikan, maka didapat:

$$h_i = 16,108 \text{ Btu/jam.ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

Koreksi nilai h_i pada permukaan OD

$$h_{io} = h_i \times ID/OD \quad (\text{Pers. 6.5, Kern, 1965})$$

$$= 14,119 \text{ Btu/hr.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

h. Clean Overall Coefficient, U_c

$$U_c = \frac{(h_{io} \times h_o)}{(h_{io} + h_o)} \quad (\text{Pers. 6.7, Kern, 1965})$$

$$= 10,050 \frac{\square}{\text{jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}}$$

i. Dirt Factor, R_d

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} \quad (\text{Pers. 6.13, Kern, 1965})$$

$$R_d = 0,1005 \text{ jam.ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

b. Required Surface Area, A

$$A = \frac{Q}{(U_D \times \Delta t)}$$

$$A = 243,698 \text{ ft}^2$$

c. Required Length, L

$$A = \frac{A}{a''}$$

$$A = 465,755 \text{ ft}$$

Double pipe heat exchanger terdiri dari susunan hairpin, dimana pada 1 hairpin terdapat dua pipa yang disusun secara parallel dan disambungkan oleh return bend. Panjang pipa pada double pipe heat exchanger yang biasa digunakan adalah dengan ukuran 12 ft, 15 ft, dan 20 ft (Kern, 1965).

Diambil panjang 1 hairpin $= 20 \text{ ft} \times 2$

Banyak hairpin yang diperlukan $= 465,755 \text{ ft} / (20 \text{ ft} \times 2)$

$$= 6,644 \approx 7 \text{ hairpin}$$

d. Actual Length dan Surface

$$\begin{aligned} \text{Actual Length} &= (2 \times 20 \text{ ft} \times 5) \\ &= 280 \text{ ft} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Actual surface} &= L \times a' \\ &= 256,76 \text{ ft}^2 \end{aligned}$$

e. Actual Design Overall Coefficient,

$$\begin{aligned} U_D &= \frac{Q}{U_D \times \Delta T} \\ U_D &= 9,443 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F} \end{aligned}$$

f. Dirt Factor, Rd

$$R_d = \frac{(U_c - U_D)}{(U_c \times U_D)} \quad (\text{Pers.6.13, Kern, 1965})$$

$$R_d = 0,006 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$$

g. Pressure Drop

a) *Pressure drop: Annulus, campuran 2-EH dan air*

- Diameter ekivalen, D_e

$$D_e = D_2 - D_1 \quad (\text{Pers.6.4, Kern, 1965})$$

$$D_e = 0,044 \text{ ft}$$

- Bilangan Reynold

$$NRe_a = \frac{D_e \times G_a}{\mu}$$

$$NRe_a = 26.747,883$$

- Friction factor (*turbulent flow, commercial pipe*), f

$$f = 0,0035 \text{ ft} + \frac{0,264 \text{ lb/jam.ft}^2}{(26.747,883)^{0,42}} \quad (\text{Pers. 3.47b, Kern, 1965})$$

$$f = 0,007$$

- *Pressure drop of the flowing fluid (dalam ft of liquid), ΔF_a*

$$\rho = 0,021 \text{ lb/ft}^3$$

$$\Delta F_a = \frac{(4 f G^2 L)}{2 g \rho^2 D_e} \quad (\text{Pers. 6.14, Kern, 1965})$$

$$\Delta F_a = 280.605,98 \text{ ft}$$

- *Pressure drop on velocity head (entrance and exit losses), ΔF_1*

$$V = \frac{23.798,497 \text{ b/jam.ft}^2}{3600 \times 0,021}$$

$$V = 314,795 \text{ ft/hairpin}$$

$$\Delta F_1 = 1 \times \left(\frac{V^2}{2g} \right)$$

$$\Delta F_1 = 4.616,266 \text{ ft}$$

- *Pressure drop total, ΔP_a*

$$\Delta P_a = \frac{(F_a + F_1)\rho}{144} = 41,595 \text{ Psi}$$

h. Pressure drop: Inner pipe, aliran air pendingin

- *Bilangan Reynold*

$$Re_p = \frac{D_e \times G_p}{\mu}$$

$$NRe_p = 6.680,642$$

- *Friction factor (turbulent flow, commercial pipe), f*

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{(6.680,642)^{0,42}} \quad (\text{Pers. 3.47b, Kern, 1965})$$

$$f = 0,010$$

- *Pressure drop of the flowing fluid (dalam ft of liquid), ΔF_p*

$$\rho = 49,266 \text{ b/ft}^3$$

$$\Delta Fp = \frac{4 \square^2 \square}{2 \square^2 \square} \quad (\text{Pers. 6.14, Kern, 1965})$$

$$\Delta Fp = 0,100 \text{ ft}$$

- *Pressure drop total, ΔPp*

$$\Delta Pp = \frac{\Delta Fp \times \rho}{144} = 0,034 \text{ Psi}$$

Pressure Drop, ΔP hasil perhitungan untuk *hot side* dan *cold side* sudah memenuhi standar *Pressure Drop* yang diizinkan (< 10 Psi) (Kern, 1965). Perhitungan desain kondensor dengan jenis *double pipe heat exchanger* selanjutnya dikerjakan secara analog seperti perhitungan padaa Condensor-01.

13. HEATER 03 (H-03)

Fungsi : Memanaskan Keluaran BL menjadi 130°C

Tipe : *Double Pipe Heat Exchanger*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 240 Grade S*

Data kondisi operasi:

Hot side = *Saturated Steam*

Laju alir *hot side*, W_1 = 3,384 kg/jam = 7,463 lb/jam

Temperatur *hot side in*, T_1 = 200°C = 329°F

Temperatur *hot side out*, T_2 = 200 °C = 329 °F

Cold side = Aliran keluaran *Blower*

Laju alir *cold side*, W_2 = 63 kg/jam = 139,285

lb/jam

Temperatur *cold side in*, t_1 = 28 °C = 82,4 °F

Temperatur *cold side out*, t_2 = 130 °C = 266 °F

Data kondisi fisik:

Data Fisika Bahan

| Sifat | Hot Side saat | Cold Side saat | Sattuan |
|------------------------------|---------------|----------------|--------------------|
| | Tc | tc | |
| Densitas (ρ_s) | 0,026 | 63,875 | lb/ft ³ |
| Viskositas (μ_s) | 0,016 | 0,020 | cP |
| Konduktifitas termal (k) | 0,020 | 0,017 | Btu/ft.°F |
| Kapasitas panas (C_p) | 0,463 | 0,299 | Btu/ft.°F |

| IDENTIFIKASI | | | |
|---|------------------------------------|-----------------|--------|
| Nama Alat | <i>Heater</i> | | |
| Kode Alat | H-03 | | |
| Jumlah | 1 | | |
| Operasi | Kontinyu | | |
| Fungsi | Memasakan | keluaran | Blower |
| | menjadi 130°C | | |
| DATA DESAIN | | | |
| Tipe | <i>Double Pipe Heat Exchanger</i> | | |
| <i>Number of Hairpins</i> | 1 Unit | | |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainless Steel 240 Grade S</i> | | |
| <i>Rd calculated</i> | 0,297 hr.ft ² .°F/Btu | | |
| <i>Overall Clean Coefficient (Uc)</i> | 5,169 Btu/hr.ft ² .°F | | |
| <i>Overall Design Coefficient (Ud)</i> | 5,142 Btu/hr.ft ² .°F | | |
| <i>Annulus Pipe Transfer Corfficient (hio)</i> | 5,169 Btu/hr.ft ² .°F | | |
| <i>Inner PipeHeat Transfer Coefficient (ho)</i> | 6,6533 Btu/hr.ft ² .°F | | |
| ANNULUS SIDE | | INNER PIPE SIDE | |
| IPS | 2 in | IPS | 2 ½ in |
| SN | 40 | SN | 40 |
| OD | 2,38 | OD | 1,9 |

| | | | |
|-------------|---------------------------|---------------------|------------|
| ID | 2,067 in | ID | 1,61 in |
| a'' | 0,622 ft ² /ft | a'' | 0,498 |
| ΔPa | 0,214psi | ft ² /ft | |
| | | ΔPp | 0,0003 psi |

14. HOPPER TANK (HT)

Fungsi : Tempat penyimpanan sementara bahan baku Asam Tereftalat Padat

Tipe : *Conical Bottom Silo*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 283 Grade C*

Gambar :

Data Desain

Temperatur (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Laju Alir (Ws) = 2,742,331 kg/jam = 0,7617 kg/s

Densitas (ρ) = 1.449,704 kg/m³

Faktor Keamanan = 10%

Lama Penyimpanan = 3 hari = 72 jam

Jumlah = 1 Unit

➤ Perhitungan Desain

a. Kapasitas Hopper

$$V = \frac{\text{Laju Alir Massa}}{\text{Densitas}} \times \text{Lama Penyimpanan}$$

$$V = \frac{2,742,331 \text{ kg/jam}}{1.449,704 \text{ kg/m}^3} \times 72 \text{ jam}$$

$$= 1311,6579 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Total} = (100\% + f) \times V_t$$

$$= (100\% + 10\%) \times 1311,6579 \text{ m}^3$$

$$= 144,8237 \text{ m}$$

b. Diameter Efektif Keluaran Hopper

Berdasarkan persamaan 1.32 hal 27 Richardson, dkk, 2002 diameter efektif keluaran hopper dapat dihitung sebagai berikut:

$$G = \frac{\pi}{4} \times \rho \times d^2 \times g^{0,5} \times \left(\frac{1 - \cos \theta}{2 \times 3} \right)^{0,5}$$

Dimana,

$$G = \text{Laju Alir Massa (kg/s)} = 0,7617 \text{ kg/s}$$

$$\rho = \text{Densitas Padatan (kg/m}^3\text{)} = 1.499,70 \text{ kg/m}^3$$

$$g = \text{Percepatan Gravitasi (m/s}^2\text{)} = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$\theta = \text{Sudut Konis} = 45$$

$$d^2 = \frac{G}{\frac{\pi}{4} \times \rho \times g^{0,5} \times \left(\frac{1 - \cos \theta}{2 \times 3} \right)^{0,5}}$$

$$d^2 = \frac{0,7617 \text{ kg/s}}{\frac{3,14}{4} \times 1.499,70 \times 9,8^{0,5} \times \left(\frac{1 - \cos 45}{2 \times 3} \right)^{0,5}}$$

$$d^2 = 0,00033 \text{ m}$$

$$d = 0,0406 \text{ m} = 4,06282 \text{ cm}$$

c. Diameter Hopper

Berdasarkan Tabel 18.5, Chemical Process Equipment and Design, hal 627

Walas, (1990) persamaan volume konis (V_k) ialah sebagai berikut:

$$V_k = \frac{1}{3} \times h/12 \times (D^2 + D.d + d^2)$$

(A)

Dengan,

h = Tinggi Konis

D = Diameter *shell* (m)

d = Diameter ujung konis (m)

Dimana,

$$h = \frac{\tan \alpha (D-d)}{2}$$

Angle of Repose (α) 45° , maka $\tan \alpha = 1,620$

$$h = \frac{1,620 \times (D-d)}{2}$$

$$h = 0,8098 (D-d)$$

(B)

Substitusi persamaan (B) pada persamaan (A) untuk mencari persamaan volume konis:

$$V_k = \frac{1}{3} \times h/12 \times (D^2 + D.d + d^2)$$

$$V_k = 3,14 \times \frac{0,8098 (D-d)}{2} \times (D^2 + D.d + d^2)$$

$$V_k = 0,2123 (D^3 - d^3)$$

- Volume Silinder (V_s)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi \times D^2 \times H$$

Dimana,

H = tinggi silinder = 2D (Tabel 4.27, hal. 248, Ulrich, 1984)

$$V_s = \frac{1}{2} \pi D^3$$

$$= 1570 D^3$$

- **Volume Total (Vt)**

$$V_t = V_s + V_k$$

$$144,823 \text{ m}^3 = 1570 D^3 + 0,2123 (D^3 - d^3)$$

$$144,823 \text{ m}^3 = 1570 D^3 + 0,2123 ((D^3 - (0000)^3)$$

$$144,823 \text{ m}^3 = 1570 D^3 + 0,2123 D^3 - 0000$$

$$D^3 = 1570,212 \text{ m}^3$$

$$D = 0,09223 \text{ m}$$

$$= 1,4823 \text{ ft}$$

$$= 17,7879 \text{ in}$$

- **Volume Silinder dan Konis**

$$V_k = 0,2123 (D^3 - d^3)$$

$$= 0,0195 \text{ m}^3$$

$$V_s = 1570 D^3$$

$$= 144,8041 \text{ m}^3$$

- **Tinggi Silinder dan Konis**

$$H \text{ Konis} = 0,8098 (D - d)$$

$$= 0,8098 (0,09223 - 0,0406)$$

$$= 0,0418 \text{ m}$$

$$H \text{ Shell} = 2 \times D$$

$$= 2 \times 0,0418$$

$$= 0,083 \text{ m}$$

$$\begin{aligned}
 H \text{ total} &= H \text{ konis} + H \text{ shell} \\
 &= 0,1256 \text{ m}
 \end{aligned}$$

d. Tekanan Desain

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,696 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan *over design* = 10 – 15% dari kerja normal

((Rule of Thumb, Stanley M. Walas, 1990, Hal. Xix)

Tekanan desain yang dipilih sebesar 10% Sehingga, diperoleh tekanan desain:

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan desain} &= P \text{ operasi} \times (100\% + 10\%) \\
 \text{Tekanan desain} &= 14,696 \text{ psi} \times 110\% \\
 &= 16,166 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

e. Ketebalan Dinding Konis

$$t = \frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times (f \times E - 0,6)} + C \quad (\text{Peters dan Timmerhause 1991, hal 537})$$

dimana,

$$f = \text{Allowance Stress (psi)} = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$E = \text{Welded Joint Efficiency} = 0,80 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$P = \text{Tekanan Desain (psi)} = 16,166 \text{ psi}$$

$$D = \text{Inlet Diameter (in)} = 17,78 \text{ in}$$

$$C = \text{Faktor Korosi (in)} = 0,015 \times 11 \text{ tahun (service life)}$$

$$= 0,165 \text{ mm}$$

$$= 0,0064 \text{ in}$$

$$\square = \text{Wall Angle Cinical} = 45^\circ$$

sehingga,

$$t = \frac{P \times D}{2 \times \cos \theta \times (f \times E - 0,6)} + C$$

$$t = \left(\frac{12.650 \text{ psi} \times 17,78 \text{ in}}{2 \times \cos 45 (12.650 \text{ psi} \times 0,80) - (0,6)} \right) + ,0064 \text{ in}$$

$$t = 0,0335 \text{ in} = 0,8525 \text{ mm}$$

f. Ketebalan Dinding Silinder

$$t = \frac{P \times r}{(S \times E - 0,6 P)} + C \quad (\text{Peters dan Timmerhouse 1991, hal$$

537)

dimana,

$$S = \text{Allowance Stress (psi)} = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$E = \text{Welded Desain} = 0,80 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$P = \text{Tekanan Desain (Psi)} = 16,166 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$r = \text{Jari-jari silinder (in)} = 8,893 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$C = \text{Faktor Korosi (in)} = 0,006 \text{ in} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

Sehingga,

$$t = \frac{P \times r}{(S \times E - 0,6 P)} + C$$

$$t = \frac{16,166 \text{ psi} \times 8,893 \text{ in}}{(12.650 \text{ psi} \times 0,80) - (0,6 \times 16,166 \text{ psi})} + C$$

$$t = 0,0297 \text{ in} = 0,5262 \text{ mm}$$

15. MIXING TANK 01 (MT-01)

Fungsi : Tempat mencampurkan Asaam Tereftalat dan 2 Etil

Heksanol

Tipe : Silinder vertikal dengan *ellipsoidal head*

Bahan : *Stainless Steel SA-240 Grade S*

Data Desain

Temperatur (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Laju alir massa (W) = 5.436,1159 kg/jam

Densitas campuran (ρ) = 1.162,096 kg/ m³

Viskositas campuran (μ) = 28,39 Cp

Faktor Keamanan (f) = 20% (Peters 4th Ed, Tabel 6, Hal. 37)

➤ Perhitungan Desain

a. Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned} \text{Laju alir umpan} &= \frac{W}{\rho} \\ &= 4,678 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Faktor keamanan 20%

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Tangki (Vt)} &= (120\% \times 4,678 \text{ m}^3/\text{jam}) \\ &= 5,613 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

b. Tipe Pengaduk

Tipe pengaduk yang digunakan didasarkan pada viskositas fluida di dalam tanki. Viskositas fluida di dalam tanki adalah sebesar 28,390 cP setara

0,028 kg m⁻¹ s⁻¹ . Menurut Treyball (hal.147) dan Warren L. McCabe (operasi Teknik Kimia, hal 238) untuk jangkauan viskositas yang cukup luas (10⁰– 3 x 10⁴ cP) maka jenis pengaduk yang biasanya digunakan secara umum adalah jenis *disk flat blade turbine*.

c. Konfigurasi Tangki

Berdasarkan McCabe, Unit Operation Chemical Engineering 5 th Ed Hal. 243, Konfigurasi untuk Agitator dengan tipe Pengaduk Turbin, yaitu:

- Rasio tinggi liquid terhadap diameter tangki (H/Dt) = 1
- Rasio diameter impeller terhadap diameter tangki (Di/Dt) = 1/3
- Rasio tinggi blade pengaduk terhadap diameter impeller (W/Di) = 1/5
- Rasio lebar blade pengaduk terhadap diameter impeller (L/Di) = 1/4
- Rasio lebar baffle terhadap diameter tangki (J/Dt) = 1/12
- Rasio jarak impeller dari dasar tangki terhadap diameter tangki (E/Dt) = 1/3

d. Diameter Tangki (Dt)

- Volume silinder (Vs)

$$V_s = \pi \times r^2 \times H_s$$

Dimana tinggi silinder (Hs) = 3/2 Dt (Peters 4th Ed, Tabel 4,

Hal. 538), maka

$$V_s = \pi \times \left(\frac{Dt}{2}\right)^2 \times \left(\frac{3}{2} Dt\right)$$

$$V_s = \frac{3}{8} \times \pi \times Dt^3$$

$$V_s = 1,178 Dt^3$$

- Volume *ellipsoidal head* (Vh)

$$V_h = \frac{\pi}{6} \times Dt^2 \times h$$

Dimana tinggi ellipsoidal (h) = 1/4 Dt (Peters 4th Ed, Tabel 4, Hal. 538), maka:

$$V_h = \frac{\pi}{24} \times Dt^3$$

$$V_h = 0,131 Dt^3$$

- Volume Total

$$V_h = V_s + 2 V_h$$

$$= 1,178 Dt^3 + 2 (0,131 Dt^3)$$

$$= 1,440 Dt^3$$

- Diameter Tangki

$$Dt = \left(\frac{V_t}{1,440} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{5,613 \text{ m}^3}{1,440} \right)^{1/3}$$

$$= 1,573 \text{ m}$$

$$= 61,945 \text{ in}$$

$$r = 0,787 \text{ m}$$

$$= 30,973 \text{ in}$$

e. Konfigurasi Tangki

- Tinggi liquid (HL) = Dt = 1,573 m
- Diameter impeller (Di) = 1/3 Dt = 0,524 m

- Tinggi blade pengaduk (W) = 1/5 Di = 0,105 m
- Lebar blade pengaduk (L) = 1/4 Di = 0,131 m
- Jarak baffle dari dinding tangki (J) = 1/12 Dt = 0,131 m
- Jarak impeller dari dasar tangki (E) = 1/3 Dt = 0,524 m

f. Tinggi Tangki

- Tinggi silinder (Hs) = 3/2 × Dt = 2,360 m
- Tinggi ellipsoidal head (h) = 1/4 × Dt = 0,393 m
- Tinggi tangki (Ht) = Hs + 2h = 3,147 m

g. Ketebalan Dinding Silinder (t)

$$t = \left(\frac{P \times r_i}{S \times E - 0,6 \times P} \right) + C \quad \text{(Tabel 4, hal 537, Peters dan Timmerhaus, 2001)}$$

2001)

dimana,

r = Jari-jari Tangki (in) = 30,973 in

S = Working Stress Allowable (psi) = 18.750 psi (Brownell & Young, 1959)

E = Joint Efficiency = 0,80 (Brownell & Young, 1959)

C = Korosi maksimum (inch) = laju korosi x life time
 = 0,2 mm/tahun × 11 tahun(life time)
 = 2,2 mm = 0,087 in

h. Menentukan Tekanan Desain

Ketinggian cairan dalam tangki adalah 1,058 m maka,

Tekanan desain (psi) = P operasi + P hidrostatik

$$= 1 \text{ atm} + (\rho \cdot g \cdot h)$$

$$\text{Tekanan desain} = 1 \text{ atm} + 1.162,096 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1,573 \text{ m}$$

$$= 1 \text{ atm} + 101.325 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^2$$

$$= 1 \text{ atm} + 0,117 \text{ atm}$$

$$= 1,117 \text{ atm}$$

(safety factor 10%)

(Sinnott, 4 Ed. Hal.

827)

$$\text{Tekanan desain} = (100\% + 10\%) \times 1,117 \text{ atm}$$

$$= 1,295 \text{ atm}$$

$$= 19,026 \text{ psi}$$

Sehingga diperoleh ketebalan tangki:

$$t = \left(\frac{19,026 \text{ psi} \times 30,973 \text{ in}}{18.750 \text{ psi} \times 0,80 - (0,06 \times 19,026 \text{ psi})} \right) + 0,087 \text{ in}$$

$$t = 0,126 \text{ in} = 0,003 \text{ m}$$

i. Tebal Dinding Ellipsoidal Head (th)

Persamaan tebal dinding *Ellipsoidal Head* (Peters, hal. 537):

$$t = \left(\frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (0,2 \times P)} \right) + C$$

dimana,

D = Diameter tangki (inch)

$$= 61,945 \text{ in}$$

$$S = 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$E = 0,85 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$C = 0,087 \text{ in}$$

$$P = 19,026 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding *ellipsoidal head*:

$$t_h = \left(\frac{19,026 \text{ psi} \times 61,945 \text{ in}}{(2 \times 0,80 \times 18.750 \text{ psi}) - (0,2 \times 19,026 \text{ psi})} \right) + 0,087 \text{ in}$$

$$t_h = 0,124 \text{ in} = 0,002 \text{ m}$$

maka,

$$\text{Inside Diameter (ID)} = D_t = 1,573 \text{ m}$$

$$\text{Outside Diameter (OD)} = D_t + 2t = 1,580 \text{ m}$$

j. Jumlah Pengaduk

$$n = \frac{n_1 \times SPGR}{D_t}$$

$$SPGR = \frac{\text{Volume}}{\text{Densitas air saat T operasi}}$$

$$\text{Densitas air (30°C)} = 1008,309 \text{ kg/m}^3$$

$$n = \frac{1,573 \text{ m} \times \frac{(1.162,096 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}{(1008,309 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})}}{1,157}$$

$$n = 1,153$$

Digunakan 2 unit impeller

Berdasarkan Gambar 17.8. Walas, 1990, Hal 568 jarak antar impeler adalah:

$$\begin{aligned} \text{Jarak antar impeler} &= 1/2 \text{ HL} \\ &= 1/2 \times 1,573 \text{ m} = 0,787 \text{ m} \end{aligned}$$

Kecepatan Putaran Pengaduk (N)

$$(N \times D) / \left(\frac{\rho L}{\sigma \times g \times g_c} \right)^{0,5} = 000 + 000 \frac{D_t}{D_i} \quad (\text{Pers. 6.18 Treybal}$$

Ed.3)

dimana,

N = kecepatan putaran pengaduk

D_t = diameter tangki = 1,573 m

D_i = diameter pengaduk = 0,524 m

g = kecepatan gravitasi = 9,807 m/s²

g_c = faktor konversi = 1 kg.m/N.s²

ρ = densitas campuran = 1.162,096 kg/m³

σ = tegangan permukaan = 0,043 N/m

μ = viskositas campuran = 28,390 cP

sehingga,

$$(N \times D) / \left(\frac{\rho L}{\sigma \times g \times g_c} \right)^{0,5} = 1,22 + 1,25 \frac{D_t}{D_i}$$

$$N = \frac{\left(\frac{\rho L}{\sigma \times g \times g_c} \right)^{0,5} (1,22 + 1,25 \frac{D_t}{D_i})}{D}$$

$$N = 2,227 \text{ rps} = 133,628 \text{ rpm}$$

k. Tenaga Pengaduk

Bilangan Reynolds (NRe)

$$NRe = \left(\frac{N \times Di^2 \times \rho}{\mu L} \right)$$

$$NRe = \left(\frac{2,227 \text{ rps} \times (0,524)^2 \times 1.162,096}{28,390 \text{ cP}} \right)$$

$$NRe = 25,076$$

Berdasarkan Gambar 6.5 *Mass Transfer Operation 3rd Edition* oleh Robert Treyball halaman 152 untuk NRE = 25,076 dan jenis impeler berupa *flat blade turbine* diperoleh nilai $P_o = 8$

Tenaga Pengaduk

$$P = \frac{P_o \times \rho \times N^3 \times Di^5}{gc} \quad (\text{Gambar 6.5, Treybal Ed.3. Hal. 152})$$

$$P = \frac{(8)(1.162,096 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})(2,227 \text{ rps})^3(1,573 \text{ m})^5}{1 \text{ kg.m}^{-1} \cdot \text{s}^{-2} / \text{atm}}$$

$$P = 4.075 \text{ J/s} = 5,46 \text{ Hp}$$

Untuk memenuhi tenaga pengaduk $P = 5,46 \text{ Hp}$ maka digunakan Brake Horse Power (BHP) sebesar 6 Hp.

Berdasarkan Gambar 14.38 Peters, untuk BHP = 6 Hp, diperoleh efisiensi motor = 80%

Motor horse power (MHP) yang harus dikeluarkan, yaitu:

$$MHP = \frac{P}{\text{efisiensi motor}} = \frac{5,46 \text{ Hp}}{80\%}$$

$$MHP = 7 \text{ Hp}$$

Jadi, digunakan motor untuk tenaga pengaduk dengan power sebesar 7 Hp

Waktu Pencampuran (tm)

Berdasarkan Gambar 9.15 *Unit Operation of Chemical Engineering 5th*

Ed, McCabe, untuk $NRE = 25,076$ diperoleh faktor waktu pencampuran

(nt)

sebesar 3500. sehingga:

$$t_m = \frac{nt}{N} = \frac{3.500}{2,277} = 1,537 \text{ s}$$

$$t_m = 26,192 \text{ menit} = 0,437 \text{ jam}$$

Perhitungan desain *mixing tank* selanjutnya dikerjakan secara analog seperti

perhitungan pada MT.

18. MIXING TANK-02 (MT-02)

Fungsi : Tempat mencampurkan NaOH dengan air

Tipe : Silinder vertikal dengan *ellipsoidal head*

Bahan : *Stainless Steel SA-240 Grade C*

Data Desain

Temperatur (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Laju alir massa (W) = 0,1463 kg/jam

Densitas campuran (ρ) = 1.152,296 kg/ m³

Viskositas campuran (μ) = 2,733 Cp

Faktor Keamana (f) = 20% (Peters 4th Ed, Tabel 6, Hal.

37)

➤ Perhitungan Desain

a. Kapasitas Tangki

$$\begin{aligned} \text{Laju alir umpan} &= \frac{W}{\rho} \\ &= 0,00012 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Faktor keamanan 20%

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas Tangki (Vt)} &= 120\% \times 0,00012 \text{ m}^3/\text{jam} \\ &= 0,000152 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

| IDENTIFIKASI | |
|--------------------------------|---|
| Fungsi | Tempat mencampurkan NaOH dan air |
| Jumlah | 1 Unit |
| Tipe | Silinder Vertical dengan Ellipsoidal Head |
| Bahan Konstruksi | Carbn steel dengan SA 285 Grade |
| DATA DESAIN | |
| Temperatur Design | 30 °C |
| Tekanan Design | 1 atm |
| Kapasitas | 0,000152 m ³ /jam |
| Tipe | Pengaduk Flat Blade Turbine |
| Diameter Vessel | 0,047 m |
| Outside diameter | 0,052 m |
| Tinggi Silinder | 0,071 m |
| Tinggi Tutup Ellipsoidal | 0,012 m |
| Tinggi Total Tangki | 0,095 m |
| Tinggi Liquid | 0,047 m |
| Diameter Impeller | 0,016 m |
| Tinggi blade pengaduk | 0,003 m |
| Lebar Blade Pengaduk | 0,004 m |
| Jarak impeller ke dasar tangki | 0,016 m |
| Tebal silinder | 0,004 m |
| Tebal Head | 0,088 m |
| Jumlah pengaduk | 2,000 unit |
| Kecepatan Putaran Pengaduk | 20,118 rps |
| Tenaga Pengaduk | 1,000 Hp |
| Waktu Pencampuran | 29,824 s |

19. NEUTRALIZER TANK (NT)

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi netralisasi antara asam sulfat (H_2SO_4) dengan NaOH.

Tipe : *Silinder Vertikal dengan Ellipsoidal Head*

Bahan : *Stainless Steel SA 240 S*

Data Kondisi Operasi (US 2020/0010233):

Temperatur = 30 °C

Tekanan = 1 atm

Waktu Reaksi = 0,5 Jam

Konversi Asam sulfat pada adalah sebesar 100%

Terjadi proses pencucian secara langsung.

➤ **Perhitungan Desain**

a. Laju Alir Volumetrik Umpan Total (Qf)

Laju alir massa, M_f = 2.416,7667 kg/jam

Densitas, ρ_f = 984,077 kg/m³

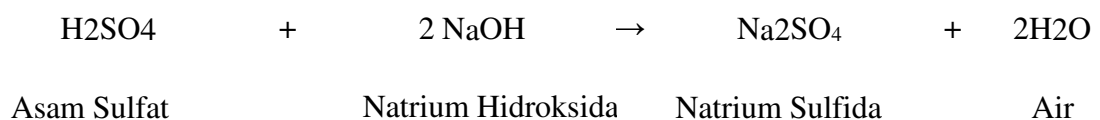
Laju alir volumetrik umpan NT-305, W_f

$$W_f = \frac{M_f}{\rho_f}$$

$$W_f = \frac{2.416,7667 \text{ kg/jam}}{984,077 \text{ kg/m}^3}$$

$$W_f = 2,455 \text{ m}^3/\text{jam}$$

b. Reaksi



c. Menentukan Volume Neutralizer Tank

Volume NT adalah:

$$V_{NT} = V \text{ liquid}$$

$$V_{NT} = Wf$$

$$V_{NT} = 2,455 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$V_{NT} = V_{NT} \times \tau$$

$$V_{NT} = 2,455 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam}$$

$$V_{NT} = 1,228 \text{ m}^3$$

$$\text{Safety Factor (SF)} = 20\% \text{ (Peters dan Timmerhause, 1991)}$$

$$\text{Volume NT} = \text{SF} \times V_{NT}$$

$$\text{Volume NT} = 120\% \times 1,228 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume NT} = 1,4735 \text{ m}^3$$

$$\text{Jumlah NT} = 1 \text{ Unit}$$

d. Ukuran Kolom Neutralizer Tank

Reaktor berbentuk silinder vertikal dengan ellipsoidal head pada bagian atas dan bawah.

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \pi \times r^2 \times H_s$$

Dimana tinggi silinder (H_s) = $3/2 D$ Peters 4th Ed, Tabel 4, Hal.

538), maka

$$V_s = \pi \times \left(\frac{D}{2}\right)^2 \times \left(\frac{3}{2} D\right)$$

$$V_s = 1,775 D^3$$

- Volume *ellipsoidal head* (V_h)

$$V_h = \frac{\pi}{6} \times Dt^2 \times h$$

Dimana tinggi ellipsoidal (h) = $1/4 Dt$ (Peters 4th Ed, Tabel 4, Hal. 538), maka:

$$V_h = \frac{\pi}{24} \times Dt^3$$

$$V_h = 0,13083 Dt^3$$

- Volume Total

$$\begin{aligned} V_h &= V_s + 2 V_h \\ &= Dt^3 + 2 (0,13083 Dt^3) \\ &= 1,4391 Dt^3 \end{aligned}$$

- Diameter Tangki

$$\begin{aligned} Dt &= \left(\frac{V_T}{1,440} \right)^{1/3} \\ &= \left(\frac{m^3}{1,440} \right)^{1/3} \\ &= 1,00789 \text{ m} \\ &= 39,6800 \text{ in} \\ r &= 0,5039 \text{ m} \\ &= 19,840 \text{ in} \end{aligned}$$

e. Tinggi Tangki

- Tinggi silinder (H_s) = $3/2 \times Dt = 1,511 \text{ m}$
- Tinggi ellipsoidal head (h) = $1/4 \times Dt = 0,2251 \text{ m}$
- Tinggi tangki (H_t) = $H_s + 2h = 2,015 \text{ m}$

f. Konfigurasi

Neutralizer tank dilengkapi dengan pengaduk agar suhu, tekanan, dan

komposisi di setiap titik di dalam reaktor seragam. Konfigurasi Reaktor

Kimia

dengan tipe Continuous Stirred Tank Reactor menurut Stanley M. Walas dalam Chemical Process Equipment, Selection and Design, hal 568, 1990., dan standar desain pengaduk tipe turbin menurut McCabe dalam Unit Operation of Chemical Engineering Fifth Edition hal, 243 yaitu:

- Rasio tinggi cairan terhadap diameter tangki (H/DT) = 1
- Rasio diameter impeller terhadap diameter tangki (D_i/DT) = $1/3$
- Rasio tinggi blade pengaduk terhadap diameter impeller (W/D_i) = $1/5$
- Rasio lebar blade pengaduk terhadap diameter impeller (L/D_i) = $1/4$
- Rasio lebar baffle terhadap diameter tangki (J/DT) = $1/12$
- Rasio jarak impeller dari dasar tangki terhadap diameter tangki (E/DT)

Berdasarkan konfigurasi tersebut, diperoleh spesifikasi:

- Tinggi cairan (HL) = 1 DT = 1,0079 m
- Diameter impeller (D_i) = $1/3$ DT = 0,3333 m
- Tinggi blade pengaduk (W) = $1/5$ D_i = 0,2015 m
- Lebar blade pengaduk (L) = $1/4$ D_i = 0,2519 m
- Jarak baffle dari dinding tangki (J) = $1/12$ DT = 0,0839 m
- Jarak impeller dari dasar tangki (E) = $1/3$ DT = 0,335 m

g. Tipe Pengaduk

Tipe pengaduk yang digunakan didasarkan pada viskositas fluida di dalam tangki. Viskositas fluida di dalam tangki adalah sebesar 3,137 cP setara $0,003137 \text{ kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$. Menurut Treyball (hal.161) dan Warren L. McCabe (Operasi Teknik Kimia, hal 229) untuk jangkauan viskositas yang cukup luas maka jenis pengaduk yang biasanya digunakan secara umum adalah jenis *disk flat blade turbine*.

h. Ketebalan Dinding Silinder (t)

$$t = \left(\frac{P \times r_i}{S \times E - 0,6 \times P} \right) + C \text{ (Tabel 4, hal 537, Peters dan Timmerhaus,}$$

2001)

dimana,

$$r = \text{Jari-jari Tangki (in)} = 19,840 \text{ in}$$

$$S = \text{Working Stress Allowable (psi)} = 18.750 \text{ psi (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$E = \text{Joint Efficiency} = 0,80 \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$C = \text{Korosi maksimum (inch)} = \text{laju korosi} \times \text{life time}$$

$$= 0,2 \text{ mm/tahun} \times 11 \text{ tahun(life time)}$$

$$= 2,2 \text{ mm} = 0,087 \text{ in}$$

Menentukan Tekanan Desain

Ketinggian cairan dalam tangki adalah 1,058 m maka,

$$\text{Tekanan desain (psi)} = P \text{ operasi} + P \text{ hidrostatik}$$

$$\begin{aligned}
&= 1 \text{ atm} + (\rho \cdot g \cdot h) \\
\text{Tekanan desain} &= 1 \text{ atm} + 984,077 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \cdot 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \cdot 1,0078 \text{ m} \\
&= 1 \text{ atm} + 101.325 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^2 \\
&= 1 \text{ atm} + 0,096 \text{ atm} \\
&= 1,096 \text{ atm}
\end{aligned}$$

(safety factor 10%)

(Coulson, 6 Ed. Hal.

827)

$$\begin{aligned}
\text{Tekanan desain} &= (100\% + 10\%) \times 1,096 \text{ atm} \\
&= 1,206 \text{ atm} \\
&= 17,717 \text{ psi}
\end{aligned}$$

Sehingga diperoleh dinding silinder:

$$\begin{aligned}
t &= \left(\frac{17,717 \text{ psi} \times 19,840 \text{ in}}{(18.750 \text{ psi} \times 0,80) - (0,06 \times 17,717 \text{ psi})} \right) + 0,87 \text{ in} \\
t &= 0,110 \text{ in} = 0,003 \text{ m}
\end{aligned}$$

i. Tebal Dinding Ellipsoidal Head (th)

Persamaan tebal dinding *Ellipsoidal Head* (Peters, hal.

537):

$$th = \left(\frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (0,2 \times P)} \right) + C$$

dimana,

D = Diameter tangki (inch) = 39,6800 in

S = 18.750 psi (Brownell & Young, 1959)

$$E = 0,85 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$C = 0,087 \text{ in}$$

$$P = 17,717 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding *ellipsoidal head*:

$$th = \left(\frac{17,717 \text{ psi} \times 39,6800 \text{ in}}{(2 \times 0,80 \times 0,85 \text{ psi}) - (0,2 \times 17,717 \text{ psi})} \right) + 0,087 \text{ in}$$

$$th = 0,110 \text{ in}$$

$$= 0,0027 \text{ m}$$

maka,

j. Outside Diameter (OD)

$$OD = Dt + 2t \text{ silinder}$$

$$= Dt + 2 (0,003 \text{ m})$$

$$= 1,0055 \text{ m}$$

k. Jumlah Pengaduk

$$n = \frac{HI \times SPGR}{Dt}$$

$$SPGR = \frac{\square \square \square}{\text{Densitas air saat T operasi}}$$

$$\text{Densitas air (150°C)} = 1008,309 \text{ kg/m}^3$$

$$n = \frac{1,0055 \text{ m} \square \left(\frac{984,07 \text{ kg}}{\text{m}^3} \right)}{(1.008,309 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}) \text{ m}}$$

$$n = 0,976$$

Digunakan 1 unit impeller

l. Kecepatan Putaran Pengaduk (N)

$$\left(\frac{N d_i}{(\sigma \times g \times g_c / \rho)^{0,5}} \right)^{0,5} = 1,22 + 1,25 \frac{D_t}{D_i} \quad (\text{Pers. 6.18 Treybal})$$

Ed.3)

dimana,

N = Kecepatan putaran pengaduk

D_t = Diameter tangki = 1,008 m

D_i = Diameter pengaduk = 0,333 m

g = Kecepatan gravitasi = 9,807 m/s²

g_c = Faktor konversi = 1 kg.m/N.s²

σ = Tegangan permukaan = 1,468 N/m

sehingga,

$$N = \frac{N (1,008 \text{ m})}{\left(\left(1,468 \frac{\text{N}}{\text{m}} \right) \times \left(9,807 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \right) (1) / \left(984,077 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \right) \right)^{0,5}}$$

$$N = 5,216 \text{ rps} = 312,984 \text{ rpm}$$

m. Tenaga Pengaduk

Bilangan Reynolds (NRe)

$$NRe = \left(\frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu L} \right)$$

$$NRe = \left(\frac{312,984 \text{ rpm} \times (0,333)^2 \times 984,077 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}}{8,518 \text{ cP}} \right)$$

$$NRe = 4.018$$

Berdasarkan Gambar 6.5 *Mass Transfer Operation 3rd Edition* oleh Robert Treyball halaman 152 untuk NRE = 4.018 dan jenis impeler berupa *flat blade turbine* diperoleh nilai $Po = 4$

n. Tenaga Pengaduk

$$P = \frac{Po \times \rho \times N^3 \times Di^5}{gc} \quad (\text{Gambar 6.5, Treybal Ed.3. Hal. 152})$$

$$P = \frac{(4)(984,077 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})(5,216 \text{ rps})^3(0,333 \text{ m})^5}{1 \text{ kg.m}^{-1} \cdot \text{s}^{-2} / \text{atm}}$$

$$P = 2.299,2 \text{ J/s} = 3,083 \text{ Hp}$$

Untuk memenuhi tenaga pengaduk $P = 3,083 \text{ Hp}$ maka digunakan *Brake Horse Power* (BHP) sebesar 3 Hp.

Berdasarkan Gambar 14.38 Peters, untuk BHP = 3 Hp, diperoleh efisiensi motor = 82%

Motor horse power (MHP) yang harus dikeluarkan, yaitu:

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}} = \frac{3,083 \text{ Hp}}{82\%}$$

$$\text{MHP} = 4 \text{ Hp}$$

Jadi, digunakan motor untuk tenaga pengaduk dengan power sebesar 4 Hp

o. Menentukan Desain Jaket Neutralizer Tank

Reaksi eksotermik menghasilkan panas sehingga diperlukan jaket pendingin

Keterangan :

H = Tinggi cairan = 1,007 m

OD = Outside diameter = 1,0055 m

id = Diameter reaktor beserta jaket

Volume jaket air pendingin = Laju alir air pendingin = 0,331 kg/jam

Densitas air pendingin = 1.009,833 kg/m³

Waktu tinggal = 0,5 jam

Volumetric flowrate air pendingin = $\frac{m}{\rho}$

$$= 0,00032 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Volume air pendingin = *Volumetric flowrate* x waktu tinggal

$$= 0,00032 \text{ m}^3/\text{jam} \times 0,5 \text{ jam}$$

$$= 0,00164 \text{ m}^3$$

Tebal Jaket Pendingin

V Jaket = (Volume Reaktor + Jaket) – (Volume Reaktor)

V Reaktor + Jaket = Volume Silinder + Volume *head ellipsoidal* (2:1)

$$= \frac{1}{4} \pi (id)^2 H + \frac{1}{24} \pi (id)^3$$

V Reaktor = Volume Silinder + Volume *head ellipsoidal* (2:1)

$$= \frac{1}{4} \pi (OD)^2 H + \frac{1}{24} \pi (OD)^3$$

Maka, volume jaket yaitu (V_j)

$$= \left(\frac{1}{4} \pi (id)^2 H + \frac{1}{24} \pi (id)^3 \right) - \left(\frac{1}{4} \pi (OD)^2 H + \frac{1}{24} \pi (OD)^3 \right)$$

$$V_j = \pi H (id^2 - OD^2) + \frac{1}{24} \pi (id^3 - OD^3)$$

id = 1,0067 m

Tebal jaket = ($id - OD$)

$$= 0,007 \text{ m}$$

$$= 0,740 \text{ cm}$$

20. POMPA 01 (P-01)

Fungsi : Mengalirkan bahan baku 2-etil heksanol dari T-101
menuju MT-107 dan R-201

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data Desain

Temperatur, T = 30 °C

Laju alir, m_s = 27,4 kg/jam = 60,417 lb/jam

Densitas fluida, ρ = 1.838,8164 kg/m³ = 114,7968 lb/ft³

Viskositas, μ = 19,452 cP = 47,0561 lb/ft jam

Faktor keamanan, sf = 10 %

a. Kapasitas Pompa, Q_f

$$m_f = (1 + f) \times m_s$$

$$m_f = (1 + 0,1) \times 60,417 \text{ lb/jam}$$

$$= 66,4587 \text{ lb/jam}$$

$$= 1,107645 \text{ lb/min}$$

$$Q_f = \frac{m_f}{\rho}$$

$$= \frac{1,107645 \text{ lb/min}}{114,7968 \text{ lb/ft}^3}$$

$$= 0,01687 \text{ ft}^3/\text{min}$$

$$= 0,000160 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$= 0,07217 \text{ gal/min}$$

b. Menentukan Ukuran Pipa

a. Diameter Pipa

Untuk aliran turbulen (viskositas 0,02 – 20 cP) dan direncanakan $Di > 1 \text{ in}$ maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa

$$D_{\text{opt}} = 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters, 1991. Hal. 496})$$

$$= 3,9 \times (0,000160 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (114,7968 \text{ lb/ft}^3)^{0,13}$$

$$= 0,14180 \text{ in}$$

b. Dimensi Pipa

Berdasarkan tabel 10-18 Properties of Steel Pipe, Perry's Chemical Engineers' Handbook 7 th Ed Hall. 10-72 (Perry, 1999), dimensi pipa yang digunakan:

$$\text{NPS} : 1 \text{ in} = 0,0834 \text{ ft}$$

$$\text{SN} : 40 \text{ S}$$

$$\text{ID} : 1,049 \text{ in} = 0,0874 \text{ ft}$$

$$\text{OD} : 1,32 \text{ in} = 0,11 \text{ ft}$$

$$a'' : 0,344 \text{ ft}^2 = 0,0023 \text{ in}^2$$

c. Perhitungan Pompa

a. Kecepatan Aliran, Vs

$$V_s = \frac{Q_f}{a''}$$

$$= \frac{0,00016 \text{ ft}^3/\square}{0,344 \text{ ft}^2}$$

$$= 0,000467 \text{ ft/s}$$

$$= 1,6829 \text{ ft/jam}$$

diperoleh,

$$\frac{v^2}{2gc} = \frac{(0,000467 \frac{\text{ft}}{\text{s}})^2}{2 \times 32,174 \text{ ft} \cdot \text{lbf}/\text{lb} \cdot \text{s}^2}$$

$$= 3,3961 \times 10^{-9} \text{ ft} \cdot \text{lbf}/\text{lb}$$

Reynold Number, NRe

$$NRe = \frac{D v \rho}{\mu}$$

$$NRe = \frac{0,0874 \text{ ft} \times (1,6829 \frac{\text{ft}}{\text{hr}}) \times 114,7968 \text{ lb}/\text{ft}^3}{47,0561 \text{ lb}/\text{ft} \cdot \text{hr}}$$

$$NRe = 0,3588$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *Commercial Steel Pipe*, maka berdasarkan Gambar. 14-1. *Fanning Friction Factors For Long Straight Pipes* Hal. 482 (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991), diperoleh :

$$\text{Equivalent roughness, } \epsilon = 0,00015 \text{ ft}$$

$$\frac{\epsilon}{D} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,0874 \text{ ft}}$$

$$= 0,0017$$

Pada NRe = 0,3588 dan $\epsilon/D = 0,0017$, Gambar 14-1 (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991), diperoleh :

$$\text{Fanning factor, } f = 0,047126$$

b. Friksi Gesekan dalam Pipa, H_{fs}

$$H_{fs} = \frac{4 f x L c}{D} \times \frac{v^2}{2g}$$

Equivalent length dari *fitting* dan *valve* diperoleh dari Tabel 2.10-1, hal 93

Geankoplis. 1993 :

Jika ekuivalen panjang dari *fitting* dan *valve*

| Taksiran pipa pada <i>heat suction</i> | Jumlah | L/D | Le (ft) |
|--|--------|-----|------------|
| <i>Elbow 90°</i> std | 2 | 35 | 70 |
| <i>Gate valve</i> | 0 | 9 | 9 |
| <i>Tee</i> | 1 | 50 | 50 |
| Total Le | | | 120 |

Pada ID = 0,115 ft dan L_s (pipa lurus horizontal) = 15 m = 49,213 ft

$$L = L_s + (L_{\text{fitting}} \cdot ID)$$

$$= 49,213 \text{ ft} + (120 \times 0,087 \text{ ft}) = 59,705 \text{ ft}$$

Maka:

$$H_{fs} = \frac{4 f x L c}{D} \times \frac{v^2}{2g}$$

$$H_{fs} = \frac{4 \times 0,04712 \times 59,705}{0,087} \times 3,3961 \times 10^{-9} \text{ ft. lbf/lb}$$

$$= 4,327 \times 10^{-7} \text{ ft. lbf/lb}$$

c. *Static Head*, H

Persamaan Bernoulli

$$\frac{p_a - p_b}{\rho} + \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b) + \frac{v_a^2 - v_b^2}{2g\alpha} = H_t$$

$$Z_a = 0,000 \text{ m} = 0,000 \text{ ft}$$

$$Z_b = 3,147 \text{ m} = 10,325 \text{ ft (tinggi MT-107)}$$

Static head,

$$H_s = \frac{\rho}{\rho g c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 1 \text{ lbf/lb} \times 10,325 \text{ ft}$$

$$H_s = 10,325 \text{ ft.lbf/lb}$$

Velocity head, H_v

$$V_a - V_b = (0,00046 - 0,00046) \text{ ft/s}$$

$$= 0$$

$$H_v = \frac{V_a^2 - V_b^2}{2g\alpha}$$

$$= 0 \text{ ft lbf/lb}$$

d. Effisiensi Pompa, η

Berdasarkan Gambar 14-37 (Peters, 199. Hal 5201) untuk kapasitas pompa sebesar 8,929 gal/min diperoleh:

Effisiensi pompa, $\eta = 10 \%$

e. Break Horse Power (BHP)

Persamaan Bernoulli:

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \Delta Z + \frac{\Delta V^2}{2g c} + \Delta H_f \quad (\text{Peters, 1991})$$

$$W_s = 0 + 10,325 \text{ ft.lbf/lb} + 0 + 4,327 \times 10^{-7} \text{ ft.lbf/lb}$$

$$W_s = 10,3253 \text{ ft lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{W_s}{\eta_p}$$

$$\text{BHP} = \frac{1,107645 \text{ lb/min} \times 10,3253 \text{ ftlbf/lb}}{10\%}$$

$$\text{BHP} = 114,3677 \text{ ft lbf/min}$$

$$\text{BHP} = 0,00343 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp}$$

f. Required Driver

Dari Gambar 14-38 (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991), pada BHP = 0,00343 Hp didapat efisiensi motor = 80 % diperoleh:

$$\text{MHP} = \frac{\square}{\square} = \frac{0,00343 \text{ Hp}}{80\%}$$

$$\text{MHP} = 0,00428 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya = 1 Hp

Dari perhitungan yang sama maka untuk pompa selanjutnya dihitung dengan cara analog dengan perhitungan pompa P – 01

21. POMPA 02 (P-02)

| Spesifikasi Pompa -02 | |
|--|--|
| Fungsi | Memompa Asam sulfat dari T -02 menuju MP |
| Tipe | 02 |
| Temperatur, °C | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Densitas, kg/m ³ | 30 |
| Laju alir massa, kg/jam | 1.838,8164 |
| Viskositas, cP | 27,4 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 19,4527 |
| <i>Volumetric Flowrate, ft³/s</i> | 0,0721 |
| | 0,001517 |
| | Ukuran Pipa |
| NPS, in | 0,125 in |
| SN | 40 S |
| ID, in | 0,269 in |
| OD, in | 0,405 in |
| L, m | 15 m |

| | |
|---------------------------|-------------------------|
| Required motor driver, HP | 1 Hp |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

22. POMPA 03 (P-03)

| Spesifikasi Pompa -03 | |
|--|---|
| Fungsi | Memompa Campuran Slurry TPA dan 2-EH dari MT-1 menuju Reaktor |
| Tipe | <i>Reciprocating Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.022,8979 |
| Laju alir massa, kg/jam | 5.484,6618 |
| Viskositas, cP | 9,6013 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 25,9703 |
| <i>Volumetric Flowrate, ft³/s</i> | 0,1682 |
| Ukuran Pipa | |
| NPS, in | 0,5 |
| SN | 40 |
| ID, in | 1,610 |
| OD, in | 1,90 |
| L, m | 9 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

23. POMPA 04 (P-04)

| Spesifikasi Pompa -04 | |
|------------------------------|-----------------------------------|
| Fungsi | Memompa produk Reaktor menuju RDF |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 964,879 |
| Laju alir massa, kg/jam | 7.107,6 |

| | |
|---|-------------------------|
| Viskositas, cP | 17,814 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 35,6787 |
| <i>Volumetric Flowrate</i> , ft ³ /s | 0,1827 |
| | Ukuran Pipa |
| NPS, in | 1,250 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 1,380 |
| OD, in | 1,660 |
| L, m | 9 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

24. POMPA 05 (P-05)

| Spesifikasi Pompa -05 | |
|---|---------------------------------------|
| Fungsi | Memompa NaOH dari Tangki menuju MT 02 |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C 30 | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.446,1323 |
| Laju alir massa, kg/jam | 0,02817 |
| Viskositas, cP | 1,365 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 0,9416 |
| <i>Volumetric Flowrate</i> , ft ³ /s | 0,1979 |
| | Ukuran Pipa |
| NPS, in | 1,250 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 0,269 |
| OD, in | 0,405 |
| L, m | 6 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |

| | |
|-------|-------------------------|
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |
|-------|-------------------------|

25. POMPA 06 (P-06)

| Spesifikasi Pompa -06 | |
|---|--------------------------------|
| Fungsi | Memompa NaOH dari MT menuju NT |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.099,52 |
| Laju alir massa, kg/jam | 0,14661 |
| Viskositas, cP | 0,9055 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 0,00064 |
| <i>Volumetric Flowrate</i> , ft ³ /s | 0,0000135 |
| Ukuran Pipa | |
| NPS, in | 0,125 in |
| SN | 40 S |
| ID, in | 0,269 in |
| OD, in | 0,405 in |
| L, m | 15 m |
| Required motor driver, HP | 1 Hp |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

26. POMPA 07 (P-07)

| Spesifikasi Pompa -07 | |
|------------------------------|---|
| Fungsi | Mengalirkan Keluaran Neutralizer Tank menuju Decanter |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 971,43 |
| Laju alir massa, kg/jam | 6.458,646 |
| Viskositas, cP | 0,905 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 32,2025 |

| | |
|--|-------------------------|
| <i>Volumetric Flowrate, ft³/s</i> | 0,1649 |
| | Ukuran Pipa |
| NPS, in | 1,250 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 1,380 |
| OD, in | 1,660 |
| L, m | 9 |
| Required motor driver, HP | 2 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

27. POMPA 08 (P-08)

| | |
|--|---------------------------------------|
| Spesifikasi Pompa -08 | |
| Fungsi | Memompa Keluaran Decanter menuju IPAL |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 971,43 |
| Laju alir massa, kg/jam | 144,553 |
| Viskositas, cP | 2,1905 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 0,7207 |
| <i>Volumetric Flowrate, ft³/s</i> | 0,0092 |
| | Ukuran Pipa |
| NPS, in | 0,375 |
| SN | 40 |
| ID, in | 0,493 |
| OD, in | 0,675 |
| L, m | 50 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

28. POMPA 09 (P-09)

| Spesifikasi Pompa -09 | |
|---|--|
| Fungsi | Memompa Keluaran Decanter menuju Vaporizer menuju Tank |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 895,68 |
| Laju alir massa, kg/jam | 6.313,131 |
| Viskositas, cP | 25,101 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 34,1390 |
| <i>Volumetric Flowrate</i> , ft ³ /s | 0,2211 |
| Ukuran Pipa | |
| NPS, in | 1,250 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 1,380 |
| OD, in | 1,660 |
| L, m | 6 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

29. POMPA 10 (P-10)

| Spesifikasi Pompa -10 | |
|---|--|
| Fungsi | Memompa Bottom produk Vaporizer menuju Tangki DOTP |
| Tipe | <i>Centrifugal Pump</i> |
| Temperatur, °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 895,68 |
| Laju alir massa, kg/jam | 6.307,3032 |
| Viskositas, cP | 1,049 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 34,1390 |
| <i>Volumetric Flowrate</i> , ft ³ /s | 0,2211 |

| | Ukuran Pipa |
|---------------------------|-------------------------|
| NPS, in | 1,250 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 1,380 |
| OD, in | 1,660 |
| L, m | 6 |
| Required motor driver, HP | 1 |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

30. REAKTOR

Fungsi : Tempat berlangsungnya reaksi esterifikasi antara asam tereftalat dengan 2-etil heksanol dengan bantuan katalis asam sulfat menghasilkan *Diocetyl Terephthalate* (DOTP) dan air.

Tipe : *Continuous Stirred Tank Reactor*

Bahan : *Stainless Steel SA 240 S*

Data Kondisi Operasi (US 2015/0307435 A1)

Temperatur = 150 oC

Tekanan = 1 atm

Waktu Reaksi = 6 Jam

Konversi Asam Tereftalat pada reaksi pertama adalah sebesar 98%

Konversi *Monoocetyl Terephthalate* pada reaksi kedua terkonversi 100%.

➤ **Perhitungan Desain**

g. Laju Alir Volumetrik Umpan Total (Qf)

$$\begin{aligned} Q_f &= \frac{m_f}{\rho} \\ &= \frac{2.591,825 \text{ kg/jam}}{964,195 \text{ kg/m}^3} \\ &= 2,6880 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

h. Konsentrasi Mula-Mula Reaktan, C_{i0}

- Konsentrasi AT (C_{A0})

Laju alir massa, M_A = 999,000 kg/jam

Densitas, ρ_A = 578,164 kg/m³

Laju alir volumetrik umpan Reaktor, Q_A

$$\begin{aligned} Q_A &= \frac{m_A}{\rho} \\ &= \frac{999,000 \text{ kg/jam}}{578,164 \text{ kg/m}^3} \\ &= 1,7278 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Laju alir molar,

$$F_{A0} = 6,013 \text{ kmol/jam}$$

$$C_{A0} = \frac{F_{A0}}{Q_f}$$

$$C_{A0} = \frac{6,013 \text{ kmol/jam}}{2,6880 \text{ m}^3/\text{jam}}$$

$$C_{A0} = 3,2055 \text{ kmol/m}^3$$

- Konsentrasi 2-EH (C_{B0})

Laju alir massa, M_B = 1.566,212 kg/jam

Densitas, ρ_B = 434,861 kg/m³

Laju alir volumetrik umpan Reaktor, Q_B

$$\begin{aligned} Q_B &= \frac{m_B}{\rho} \\ &= \frac{1.566,212 \text{ kg/jam}}{434,861 \text{ kg/m}^3} \\ &= 3,601 \text{ m}^3/\text{jam} \end{aligned}$$

Laju alir molar,

$$\begin{aligned} F_{B0} &= 12,027 \text{ kmol/jam} \\ C_{B0} &= \frac{F_{B0}}{Q_f} \\ C_{B0} &= \frac{12,027 \text{ kmol/jam}}{2,6880 \text{ m}^3/\text{jam}} \\ C_{B0} &= 4,487 \text{ kmol/m}^3 \end{aligned}$$

i. Konstanta Laju Reaksi Spesifik (Specific Rate Constant), k

Persamaan laju reaksi secara umum adalah sebagai berikut:

$$-r_A = k C_A C_B$$

Konstanta laju reaksi spesifik, k dapat dihitung dengan persamaan Arrhenius sebagai berikut:

$$k = k_0 e^{(-E/RT)}$$

Menurut persamaan 2-25 Buku Chemical Engineering Kinetics, Smith, Hal. 45, persamaan laju reaksi berdasarkan teori tumbukan adalah sebagai berikut:

$$r = z f$$

Dimana z adalah jumlah tumbukan antara molekul A dan B dalam suatu area per waktu dan f adalah fraksi tumbukan yang memiliki energi melebihi energi aktivasi. Besarnya nilai f bisa di tunjukan dengan $e^{(-E/RT)}$. Berdasarkan persamaan 1-61 Buku *Modeling of Chemical Kinetics and Design*, Coker, A. K., (2001), Hal. 15

jumlah tumbukan bimolekuler molekul yang tidak sama dalam suatu campuran A dan B dapat dinyatakan dengan:

$$Z_{AB} = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N_A^2}{10^6} \left(8 \sqrt{\frac{M_A + M_B}{M_A M_B}} \right)^{0.5} C_A C_B$$

Sehingga besarnya nilai konstanta laju reaksi spesifik, k dapat dinyatakan dengan:

$$k = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{N_A}{10^3} \left(8 \sqrt{\frac{M_A + M_B}{M_A M_B}} \right)^{0.5} e^{(-E/RT)}$$

Keterangan:

- k = Konstanta laju reaksi spesifik
- σ_{ab} = Diameter Efektif Rata-Rata saat tumbukan, cm
- σ_A = diameter molekul A, cm
- σ_B = diameter molekul B, cm
- N_A = Konstanta Boiltzman
= R (Konstanta gas)/N (Bilangan Avogadro)
= $1,30 \times 10^{-16}$ erg/K
- M_A = Berat Molekul TPA (kg/kmol)
- M_B = Berat Molekul 2-EH (kg/kmol)
- C_A = konsentrasi A, mol/l
- C_B = konsentrasi B, mol/l
- E = Energi aktivasi kJ/kmol
- T = Temperatur, K
- R = Konstantan gas, 8,31452 kJ/kmol K

Menurut Freude (2004) salah satu metode untuk menghitung diameter partikel adalah dengan menggunakan Hukum Gas dan Densitas sebagai berikut:

$$\sigma = \sqrt[3]{\frac{V_m}{N_A}}$$

Volume V_m adalah molar volume, dimana n adalah mol $V_m = V/n$. Bila molar volume dibagi dengan Bilangan Avogadro ($N_A = 6,0221367 \times 10^{23} \text{ mol}^{-1}$), maka akan di dapatkan volume per molekul sehingga besarnya nilai diameter partikel adalah

$$\sigma = \sqrt[3]{\frac{V_m}{N_A}}$$

Diameter partikel TPA:

$$V_A = \frac{Q_A}{\eta_A}$$

$$V_A = \frac{2,6880 \text{ m}^3/\text{jam}}{6,013 \text{ kmol}/\text{jam}}$$

$$V_A = 0,447 \text{ m}^3/\text{kmol} = 0,000447 \text{ m}^3/\text{mol}$$

$$\sigma_A = \sqrt[3]{\frac{0,000447 \text{ m}^3/\text{mol}}{6,0221367 \times 10^{23} \text{ mol}^{-1}}}$$

$$\sigma_A = 8,17334 \times 10^{-14} \text{ m}$$

$$\sigma_A = 8,17334 \times 10^{-12} \text{ cm}$$

Diameter partikel 2-EH:

$$V_B = \frac{Q_B}{\eta_B}$$

$$V_B = \frac{3,601 \text{ m}^3/\text{jam}}{12,027 \text{ kmol}/\text{jam}}$$

$$V_B = 0,2994 \text{ m}^3/\text{kmol} = 0,0002994 \text{ m}^3/\text{mol}$$

$$\sigma_B = \sqrt[3]{\frac{0,0002994 \text{ m}^3/\text{mol}}{6,022136 \times 10^{23} \text{ mol}^{-1}}}$$

$$\sigma_B = 6,63307 \times 10^{-14} \text{ m}$$

$$\sigma_B = 6,63307 \times 10^{-12} \text{ cm}$$

Diameter efektif:

$$\sigma_{AB} = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2$$

$$\sigma_{AB} = \left(\frac{(8,17334 \times 10^{-12} \text{cm}) + (6,63307 \times 10^{-12} \text{cm})}{2} \right)^2$$

$$\sigma_{AB} = 1,09615 \times 10^{-22} \text{cm}^2$$

Energi aktivasi (Ea)

$$\Delta H_{298 \text{ AT}} = -717,900 \text{ kJ/kmol}$$

$$\Delta H_{298 \text{ 2-EH}} = -365,300 \text{ kJ/kmol}$$

Persamaan energi aktivasi,

$$E = \Delta H_{298} - R \cdot T$$

Maka,

$$E_{\text{TPA}} = (-717,9000 \text{ kJ/mol}) - (8,3145 \text{ kJ/kmol K} \times 423,15 \text{ K})$$

$$= -4.236,188 \text{ kJ/kmol}$$

$$E_{\text{2-EH}} = (-365,3000 \text{ kJ/mol}) - (8,3145 \text{ kJ/kmol K} \times 423,15 \text{ K})$$

$$= -3.833,588 \text{ kJ/kmol}$$

$$E_{\text{total}} = \frac{E_{\text{TPA}} + E_{\text{2-EH}}}{2}$$

$$E_{\text{total}} = 4.059,888 \text{ kJ/kmol}$$

Sehingga besarnya nilai konstanta laju reaksi spesifik, k adalah:

$$r = \left(\frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \right)^2 \frac{1}{10^3} (8 \times \left(\frac{M_A + M_B}{M_A M_B} \right)^{0,5} e^{(-E/RT)})$$

$$k = 1,631 \text{ liter/mol jam}$$

Laju Reaksi, -rA

Persamaan laju reaksi disusun berdasarkan reaksi pembatas yakni reaksi tahap

pertama:

| | | | | | | | |
|----------|-----------------|---|---------------------|-------------------|------------------------|---|--------------|
| | $C_8H_6O_{(a)}$ | + | $C_8H_{17}OH_{(l)}$ | \longrightarrow | $C_{24}H_{38}O_{4(l)}$ | + | $H_2O_{(g)}$ |
| Awal | C_{A0} | | C_{B0} | | - | | - |
| Bereaksi | $C_{A0}.X_A$ | | $C_{A0}.X_A$ | | $C_{A0}.X_A$ | | $C_{A0}.X_A$ |
| Sisa | $C_{A0}(1-X_A)$ | | $C_{B0}-C_{A0}.X_A$ | | $C_{A0}.X_A$ | | $C_{A0}.X_A$ |

Berdasarkan persamaan reaksi di atas, diperoleh

$$C_A = C_{A0} (1 - X_A)$$

$$C_A = 3,2055 \text{ kmol/m}^3 \times (1-0,98)$$

$$C_A = 0,064 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_A = 0,064 \text{ mol/liter}$$

$$C_B = C_{B0} - C_{A0}.X_A$$

$$C_B = 4,487 \text{ kmol/m}^3 - (3,2055 \text{ kmol/m}^3 \times 0,98)$$

$$C_B = 1,522 \text{ kmol/m}^3$$

$$C_B = 1,522 \text{ mol/liter}$$

Menurut Dazuang (2006) reaksi diatas merupakan reaksi *irreversible* elementer orde satu terhadap A dan B. Berdasarkan (Levenspiel, hal 45, 1999) persamaan laju reaksi adalah sebagai berikut:

$$-r_A = k C_A C_B$$

$$= k [C_{A0} (1 - X_A)] [C_{B0} - (C_{A0}.X_A)]$$

$$\text{Bila rasio } = \frac{\square}{\square} = M$$

$$-r_A = k [C_{A0} (1 - X_A)] [C_{A0} \frac{C_{B0}}{\square} - (C_{A0}.X_A)]$$

$$-r_A = k [C_{A0} (1 - X_A)] [C_{A0}. M - (C_{A0}.X_A)]$$

$$-r_A = k [C_{A0} (1 - X_A)] [C_{A0}. (M - X_A)]$$

$$-r_A = k C_{A0} (1 - X_A) C_{A0} (M - X_A)$$

$$-r_A = k C_{A0}^2 (1 - X_A) (M - X_A)$$

Menurut Coker, A. K., (2001), dalam buku *Modeling of Chemical Kinetics and Design*, Hal. 14 persamaan laju reaksi dapat dinyatakan dengan

$$-r_A = k C_A C_B$$

$$-r_A = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \frac{1}{10^3} \left(8 + \frac{M_A + M_B}{M_A M_B} \right)^{0.5} C_A C_B \exp(-E/RT).$$

Dengan mensubstitusikan semua data diatas didapatkan:

$$-r_A = 1,58 \text{ mol/liter jam}$$

e. Volume Reaktor, V_R

Asumsi

1. Reaktor dioperasikan pada kondisi *steady state*
2. Terjadi pencampuran secara sempurna
3. Tidak ada variasi konsentrasi, temperatur, dan laju reaksi

Berdasarkan Octave Levenspiel 3rd Ed, hal. 94 *tentang steady-state mixed flow reactor*, maka volume reaktor dapat diturunkan melalui persamaan *material*

balance sebagai berikut:

$$\text{Input} = \text{Output} + \text{disappearance by reaction} + \text{accumulation}$$

$$F_{A0} = F_A + -r_A \cdot V + \frac{dN_A}{dt}$$

Kondisi reaktor steady state, maka $\frac{dN_A}{dt} = 0$

$$F_{A0} = F_{A0} (1 - X_A) + -r_A \cdot V + 0$$

$$F_{A0} = F_{A0} - F_{A0} \cdot X_A + -r_A \cdot V$$

$$F_{A0} \cdot X_A = -r_A \cdot V$$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X_A}{-r_A}$$

Sehingga, diperoleh persamaan volume reaktor yaitu:

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X_A}{-r_A}$$

$$V = \frac{F_{A0} \cdot X_A}{-r_A}$$

$$V = 22,378 \text{ Liter}$$

$$V = 22,378 \text{ m}^3$$

Faktor keamanan 20% (Tabel 6, Peters, 1991)

$$\begin{aligned} V &= (1 + 0,2) \times V \\ &= 1,2 \times 24,739 \text{ m}^3 \\ &= 26,854 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Waktu reaksi yang diperlukan adalah 6 jam, agar bisa memenuhi kapasitas produksi dengan proses yang kontinu maka dibutuhkan 6 unit reaktor yang beroperasi secara paralel.

e. Ukuran Kolom Reaktor

Reaktor berbentuk silinder vertikal dengan *ellipsoidal head* pada bagian atas dan bawah

- Volume silinder (V_s)

$$V_s = \pi \times r^2 \times H_s$$

Dimana tinggi silinder (H_s) = $3/2$ Dt (Peters 4th Ed, Tabel 4, Hal. 538), maka

$$V_s = \pi \times \left(\frac{Dt}{2}\right)^2 \times \left(\frac{3}{2} Dt\right)$$

$$V_s = 1,178 Dt^3$$

- Volume *ellipsoidal head* (V_h)

$$V_h = \frac{\pi}{6} \times Dt^2 \times h$$

Dimana tinggi ellipsoidal (h) = $1/4$ Dt (Peters 4th Ed, Tabel 4, Hal. 538), maka:

$$V_h = 0,131 Dt^3$$

- Volume Total

$$\begin{aligned} V_h &= V_s + 2 V_h \\ &= Dt^3 + 2 (0,131 Dt^3) = 1,439 Dt^3 \end{aligned}$$

- Diameter Tangki

$$Dt = \left(\frac{2 \times V_t}{11 \times \pi}\right)^{1/3}$$

$$= 2,6523 \text{ m}$$

$$= 104,41 \text{ in}$$

$$r = 1,3261 \text{ m}$$

$$= 52,2119 \text{ in}$$

f. Tinggi Reaktor

- Tinggi silinder (H_s) = $1,5 \times Dt = 3,978 \text{ m}$

- Tinggi ellipsoidal head (h) = $1/4 \times Dt = 0,6630 \text{ m}$

- Tinggi reaktor (H_R) = $H_s + 2h = 5,2762 \text{ m}$

g. Konfigurasi

Reaktor dilengkapi dengan pengaduk agar suhu, tekanan, dan komposisi di setiap titik di dalam reaktor seragam. Konfigurasi Reaktor Kimia dengan tipe *Continuous Stirred Tank Reactor* menurut Stanley M. Walas dalam *Chemical Process Equipment, Selection and Design*, hal 568, 1990., dan standar desain pengaduk tipe turbin menurut McCabe dalam *Unit Operation of Chemical Engineering Fifth Edition* hal. 243 yaitu:

- Rasio tinggi cairan terhadap diameter tangki (H/DT) = 1
- Rasio diameter impeller terhadap diameter tangki (D_i/DT) = $1/3$
- Rasio tinggi blade pengaduk terhadap diameter impeller (W/D_i) = $1/5$
- Rasio lebar blade pengaduk terhadap diameter impeller (L/D_i) = $1/4$
- Rasio lebar baffle terhadap diameter tangki (J/DT) = $1/12$
- Rasio jarak impeller dari dasar tangki terhadap diameter tangki (E/DT) = $1/3$

Berdasarkan konfigurasi tersebut, diperoleh spesifikasi:

- Tinggi cairan (H_L) = $1 DT$ = 2,6523 m
- Diameter impeller (D_i) = $1/3 DT$ = 0,8841 m
- Tinggi blade pengaduk (W) = $1/5 D_i$ = 0,5304 m
- Lebar blade pengaduk (L) = $1/4 D_i$ = 0,6630 m
- Jarak baffle dari dinding tangki (J) = $1/12 DT$ = 0,2210 m
- Jarak impeller dari dasar tangki (E) = $1/3 DT$ = 0,8841 m

h. Tipe Pengaduk

Tipe pengaduk yang digunakan didasarkan pada viskositas fluida di dalam tangki. Viskositas fluida di dalam tangki adalah sebesar 3,137 cP setara $0,003137 \text{ kg m}^{-1} \text{ s}^{-1}$. Menurut Treyball (hal.161) dan Warren L. McCabe (Operasi Teknik Kimia, hal 229) untuk jangkauan viskositas yang cukup luas maka jenis pengaduk yang biasanya digunakan secara umum adalah jenis *disk flat blade turbine*.

i. Ketebalan Dinding Silinder (t)

$$t = \left(\frac{P \times r_i}{S \times E - 0,6 \times P} \right) + C \text{ (Tabel 4, hal 537, Peters dan Timmerhaus, 2001)}$$

2001)

dimana,

r = Jari-jari Tangki (in) = 52,2119 in

S = *Working Stress Allowable* (psi) = 18.750 psi (Brownell & Young, 1959)

E = *Joint Efficiency* = 0,80 (Brownell & Young, 1959)

C = Korosi maksimum (inch) = laju korosi x life time
 = 0,2 mm/tahun × 11 tahun (life time)
 = 2,2 mm = 0,087 in

P = Tekanan desain

Menentukan Tekanan Desain

Ketinggian cairan dalam tangki adalah 1,058 m maka,

Tekanan desain (psi) = P operasi + P hidrostatik

$$= 1 \text{ atm} + (\rho \cdot g \cdot h)$$

$$\text{Tekanan desain} = 1 \text{ atm} + 964,195 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \square 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \square 2,6523 \text{ m}$$

$$= 1 \text{ atm} + 101.325 \text{ kg} \cdot \text{m} \cdot \text{s}^2$$

$$= 1 \text{ atm} + 0,248 \text{ atm}$$

$$= 1,248 \text{ atm}$$

(safety factor 10%)

(Coulson, 6 Ed. Hal.

827)

$$\text{Tekanan desain} = (100\% + 10\%) \times 0,248 \text{ atm}$$

$$= 1,372 \text{ atm}$$

$$= 20,167 \text{ psi}$$

Sehingga diperoleh dinding silinder:

$$t = \left(\frac{20,167 \text{ psi} \times 52,212 \text{ in}}{2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,80} - (0,06 \times 20,167 \text{ psi}) \right) + 0,087 \text{ in}$$

$$t = 0,1568 \text{ in} = 0,003 \text{ m}$$

j. Tebal Dinding Ellipsoidal Head (th)

Persamaan tebal dinding *Ellipsoidal Head* (Peters, hal. 537):

$$th = \left(\frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (0,2 \times P)} \right) + C$$

dimana,

$$D = \text{Diameter tangki (inch)} = 104,41 \text{ in}$$

$$S = 18.750 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young,}$$

1959)

$$E = 0,85$$

(Brownell & Young,

1959)

$$C = 0,087 \text{ in}$$

$$P = 18.088 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding *ellipsoidal head*:

$$th = \left(\frac{20,167 \text{ psi} \times 104,41 \text{ in}}{2 \times 18.750 \text{ psi} \times 0,80} - (0,02 \times 20,167 \text{ psi}) \right) + 0,087 \text{ in}$$

$$th = 0,1568 \text{ in} = 0,003 \text{ m}$$

maka,

k. Diameter Luar Reaktor (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= Dt + 2 t \text{ silinder} \\ &= Dt + 2 (0,003 \text{ m}) \\ &= 2,6603 \text{ m} \end{aligned}$$

l. Jumlah Pengaduk (n)

$$n = \frac{Hl \times \text{SPGR}}{Dt}$$

$$\text{SPGR} = \frac{\square \quad \square \quad \square}{\text{Densitas air saat T operasi}}$$

$$\text{Densitas air (150°C)} = 906,5472 \text{ kg/m}^3$$

$$n = \frac{2,6523 \square \square \frac{964,195 \text{ kg}}{\text{m}^3}}{2,6603 \text{ m} \frac{906,5472 \text{ kg}}{\text{m}^3}}$$

$$n = 0,6427 \text{ unit}$$

Digunakan 1 unit impeller

m. Kecepatan Putaran Pengaduk (N)

$$\left(\frac{N d_i}{(\sigma \times g \times g_c / \rho)^{0,5}} \right)^{0,5} = 1,22 + 1,25 \frac{D_t}{D_i} \quad (\text{Pers. 6.18 Treybal})$$

Ed.3)

dimana,

N = Kecepatan putaran pengaduk

D_t = Diameter tangki = 2,6523 m

D_i = Diameter pengaduk = 0,8841 m

g = Kecepatan gravitasi = 9,807 m/s²

g_c = Faktor konversi = 1 kg.m/N.s²

σ = Tegangan permukaan = 0,029 N/m

sehingga,

$$N = \frac{N (2,6523 \text{ m})}{\left((0,029 \frac{\text{N}}{\text{m}})^2 \times (9,807 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}) \right)^{0,25} (964,195 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3})^{0,25}} = 1,22 + 1,25 \frac{2,6523}{0,8841}$$

$$N = 0,3720 \text{ rps} = 22,3210 \text{ rpm}$$

n. Tenaga Pengaduk

Bilangan Reynolds (N_{RE})

$$NRe = \left(\frac{N \times D_i^2 \times \rho}{\mu L} \right)$$

$$NRe = \left(\frac{22,3210 \text{ rpm} \times (0,8841)^2 \times 964,195}{1,7617} \right)$$

$$NRe = 9,839443$$

Berdasarkan Gambar 6.5 *Mass Transfer Operation 3rd Edition* oleh Robert Treyball halaman 152 untuk NRE = 9,88 dan jenis impeler berupa *flat blade turbine* diperoleh nilai Po = 4

Tenaga Pengaduk

$$P = \frac{(\rho)(N^3)(D_i)^5}{gc}$$

$$P = \frac{4 \times (964,195 \text{ kg.m}^3) \times (0,3720 \text{ rps})^3 \times (0,8841 \text{ m})^5}{1 \text{ kg.m/N.s}^2}$$

$$P = 107,269 \text{ J/s} = 0,143 \text{ Hp}$$

Untuk memenuhi tenaga pengaduk $P = 0,143 \text{ Hp}$ maka digunakan *Brake Horse Power* (BHP) sebesar 1 Hp.

Berdasarkan Gambar 14.38 Peters, untuk BHP = 1 Hp, diperoleh efisiensi motor = 82%

Motor horse power (MHP) yang harus dikeluarkan, yaitu:

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{efisiensi motor}} = \frac{0,143 \text{ Hp}}{82\%}$$

$$\text{MHP} = 0,175 \text{ Hp} = 1 \text{ Hp}$$

Jadi, digunakan motor untuk tenaga pengaduk dengan power sebesar 1 Hp

o. Menentukan Luas Area Perpindahan Panas Jaket

a. LMTD (Log Mean Temperature Difference), (ΔT)

| Fluida Panas (°F) | | Fluida Dingin (°F) | Selisih | Ket |
|---|-------------|--------------------|--------------|--------------|
| 302 | Suhu tinggi | 131 | 171 | Δt_2 |
| 302 | Suhu rendah | 82,4 | 219,6 | Δt_1 |
| Selisih | | | -48,6 | |
| LMTD = $\frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2,3 \log (\Delta t_2 / \Delta t_1)}$ | | | (Pers. 5.14, | Kern, |

1965)

$$\text{LMTD} = 194,5063 \text{ °F}$$

b. Luas Perpindahan panas yang dibutuhkan

Asumsi $U_D = \text{Btu/jam.ft}^2.\text{°F}$

(Tabel 8, Kern, 1965)

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t}$$

$$A = 691 \text{ ft}^2$$

c. Luas Perpindahan panas yang tersedia

$A = \text{Luas jaket pada sheel} + \text{luas jaket padaa tutup bawah}$

$$A = (\pi \times H_L) + \frac{1}{4} \times \pi \times id^2$$

$$A = (3,14 \times 8,7019 \text{ ft} \times 8,7019 \text{ ft}) + \frac{1}{4} \times 3,14 \times (8,7019)^2$$
$$= 297,21 \text{ ft}^2$$

Nilai $A <$ yang tersedia sehingga diperlukan jaket pendingin

p. Menentukan Desain Jaket Reaktor

Reaksi eksotermik menghasilkan panas sehingga diperlukan jaket pendingin

Keterangan :

H = Tinggi cairan = 2,652 m

OD = Outside diameter = 2,660 m

id = Diameter reaktor beserta jaket

Volume jaket air pendingin

Laju alir air pendingin = 9.508,7 kg/jam

Densitas air pendingin = 1.009,833 kg/m³

Waktu tinggal = 1 jam

Volumetric flowrate air pendingin = $\frac{m}{\rho}$

$$= 9,416 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$\begin{aligned} \text{Volume air pendingin} &= \text{Volumetric flowrate} \times \text{waktu tinggal} \\ &= 9,416 \text{ m}^3/\text{jam} \times 1 \text{ jam} \\ &= 9,416 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Tebal Jacket Pendingin

$$V \text{ Jacket} = (\text{Volume Reaktor} + \text{Jaket}) - (\text{Volume Reaktor})$$

$$V \text{ Reaktor} + \text{Jaket} = \text{Volume Silinder} + \text{Volume head ellipsoidal (2:1)}$$

$$= \frac{1}{4} \pi (id)^2 H + \frac{1}{24} \pi (id)^3$$

$$V \text{ Reaktor} = \text{Volume Silinder} + \text{Volume head ellipsoidal (2:1)}$$

$$= \frac{1}{4} \pi (OD)^2 H + \frac{1}{24} \pi (OD)^3$$

Maka, volume jaket yaitu

$$V_j = \left(\frac{1}{4} \pi (id)^2 H + \frac{1}{24} \pi (id)^3 \right) - \left(\frac{1}{4} \pi (OD)^2 H + \frac{1}{24} \pi (OD)^3 \right)$$

$$V_j = \pi H (id^2 - OD^2) + \frac{1}{24} \pi (id^3 - OD^3)$$

$$9,416 \text{ m}^3 = 8,3282 (id^2 - 7,0771) + 0,131 (id^3 - 18,8274)$$

$$id = 2,8528 \text{ m}$$

$$\text{Tebal jaket} = (id - OD)$$

$$= (2,8528 \text{ m} - 2,660)$$

$$= 0,192 \text{ m}$$

31. ROTARY DRYER (RD)

Fungsi : Meringankan wet asam tereftalat dari RDF

Tipe : *Fired Rotary Dryer*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 240 S*

Data Desain

| | | |
|------------------------------|-------------------------------|-------------------|
| Temperatur umpan, T1 | = 30 °C | = 86 °F |
| Temperatur produk, T2 | = 110 °C | = 230 °F |
| Temperattur udara masuk TG1 | = 130 °C | = 266 °F |
| Temperatur udara keluar, TG2 | = 120 °C | = 248 °F |
| Tekanan, P | = 1 atm | |
| Beban panas RD | = 10.564,36 kJ/h | = 10.013,61 BTU/h |
| Laju alir umpan (Ws) | = 62,04419 kg/jam | = 136,8074 lb/jam |
| Densitas, | = 1.499,508 kg/m ³ | |
| Faktor keamanan | = 10% | |

a. Kapasitas Volume Rotary Drier (Vt)

$$V_t = \frac{W_s}{\rho}$$
$$V_t = \frac{62,04419 \text{ kg/jam}}{1.499,508 \text{ kg/m}^3}$$
$$V_t = 0,0413 \text{ m}^3/\text{jam}$$

(*Safety factor = 10%*)

$$V_t' = (100\% + 10\%) \times V_t$$
$$= 1,1 \times 0,0413 \text{ m}^3/\text{jam}$$
$$= 0,0455 \text{ m}^3$$

b. Diameter Rotary Drier

- Berdasarkan Example 24.4 hal. 796 McCabe 5th Ed, (1993), luas penampang Rotary Drier (A) dapat dihitung melalui persamaan berikut:

$$A = \frac{mG}{G'g}$$

Dimana,

$$\begin{aligned} mG &= \text{Jumlah udara masuk (dari Neraca Panas RD)} \\ &= 1.038,603 \text{ kg/h} \\ &= 2.290,12 \text{ lb/h} \end{aligned}$$

Berdasarkan Perry 7th Ed, hal 12-55, range kecepatan udara adalah 0.5-5 kg/s.m² atau 368,669 - 3700 lb/h.ft². dipilih nilai minimum 368,669 lb/h.ft² sebagai standar keamanan exhaust gas sehingga,

$$\begin{aligned} G'g &= \text{Kecepatan superficial udara} \\ &= 368,669 \text{ lb/h.ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{2.290,12 \text{ lb/h}}{368,669 \frac{\text{lb}}{\text{h} \cdot \text{ft}^2}} \\ &= 6,211 \text{ ft}^2 \\ &= 0,5771 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

- Diketahui hubungan antara luas penampang RD dengan diameternya adalah sebagai berikut:

$$A = \frac{\pi}{4} \times D^2$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times A}{\pi}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \times 6,211 \text{ ft}^2}{3,14}}$$

$$\begin{aligned}
 D &= 2,8117 \text{ ft} \\
 &= 0,857 \text{ m} \\
 &= 33,741 \text{ in}
 \end{aligned}$$

c. Nilai LMTD

$$\text{LMTD } (\Delta T_m) = \frac{(T_{G2}-T_1)-(T_{G1}-T_1)}{\ln \frac{(T_{G2}-T_1)}{(T_{G1}-T_2)}}$$

$$\text{LMTD } (\Delta T_m) = \frac{(T_{G2}-T_1)-(T_{G1}-T_1)}{\ln \frac{(T_{G2}-T_1)}{(T_{G1}-T_2)}}$$

$$\begin{aligned}
 \text{LMTD } (\Delta T_m) &= 142,99 \text{ }^\circ\text{F} \\
 &= 61,663 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

d. Panjang Rotary Dryer

Standar panjang silinder Rotary Dryer adalah 4 – 10 kali diameternya atau $L/D = 4 - 10$ (Perry 7th Ed, 1997: 12-54). Dengan mengasumsikan rasio perbandingan panjang dan diameter Rotary Dryer adalah: 4, maka diperoleh

$$L/D = 4$$

$$L = 4 \times \text{Diameter Rotary Dryer}$$

$$L = 4 \times (2,8117 \text{ ft})$$

$$L = 11,247 \text{ ft}$$

$$= 3,428 \text{ m}$$

e. Kecepatan Putaran

Kecepatan putaran (N) dapat didefinisikan sebagai kecepatan silinder (Vp) dalam 1 kali putaran atau sama dengan panjang keliling silinder, maka

$$N = \frac{\square}{\square\square}$$

Standar kecepatan silinder RD adalah 60 – 75 ft/menit (Perry 7th Ed, 1997: 12-57), dipilih kecepatan minimum 60 ft/menit untuk waktu kontak yang lebih lama. Sehingga diperoleh nilai kecepatan putaran, yaitu:

$$N = \frac{60 \text{ ft/menit}}{2,8117 \text{ ft}} \text{ rpm}$$

$N = 6,7896 \text{ rpm}$ atau digunakan 7 rpm

f. Jumlah flight

Pada direct-heat rotary drier dapat digunakan flight. Dipilih jenis radial flight 90 lip yang dipasang setiap 0,6 - 2 m (Perry 7th Ed, 1997: 12-53), diambil nilai minimum untuk mendapatkan homogenitas moisture yang baik. offset = 0,6

$$\begin{aligned} \text{Jumlah flight} &= \text{panjang rotary dryer} / \text{offset} \\ &= 3,428 \text{ m} / 0,6 \\ &= 5,713 = 6 \text{ Unit} \end{aligned}$$

g. Waktu Tinggal

Berdasarkan persamaan 12-55 hal. 12-55 Perry 7th Ed, (1993), waktu pengeringan dalam Rotary Drier dapat dihitung melalui persamaan berikut:

$$\theta = \left(\frac{0,23 \times L}{S \times N^{0,9} \times D} \right) \pm 0,6 \left(\frac{B \times L \times G}{F} \right)$$

Keterangan :

- θ = waktu tinggal, min
- L = Panjang *rotary dryer*, ft
- S = *Slope/* kemiringan rotary dryer, ft/ft

Standar rentang kemiringan adalah 0 – 0,080 ft/ft (Perry 7th Ed, hal 12-56)

D = Diameter *rotary dryer*, = 2,8117 ft
 N = Kecepatan putaran *rotary drier*, = 7 rpm
 G = Kecepatan *superficial gas*, = 368,669 lb/h.ft²

M = Massa umpan, lb/h

B = Konstanta (5 Dp^{0,5})

A = Luas penampang, ft²

F = Laju alir massa solid masuk per satuan luas penampang

dimana,

$$F = \frac{M}{A}$$

$$F = \frac{136,807 \text{ lb/h}}{6,211 \text{ ft}^2}$$

$$F = 22,0235 \text{ lb/ft}^2 \text{ h}$$

Dengan asumsi ukuran diameter molekul asam tereftalat sebesar 50 μm,

$$= 5 \times (50)^{-0,5}$$

$$= 0,707$$

Sehingga,

$$\theta = \left(\frac{0,23 \times L}{S \times N^{0,9} \times D} \right) \pm 0,6 \left(\frac{B \times L \times G}{F} \right)$$

$$\theta = \left(\frac{0,23 \times 11,247 \text{ ft}}{0,8 \times 7^{0,9} \times 2,8117 \text{ ft}} \right) \pm 0,6 \left(\frac{0,707 \times 11,247 \text{ ft} \times 368,669 \text{ lb/ft}^2 \text{ h}}{22,0235 \text{ lb/ft}^2 \text{ h}} \right)$$

$$\theta = 81,92 \text{ menit} = 1,365 \text{ jam}$$

h. Ketebalan Dinding Rotary Dryer

$$t = \left(\frac{P \times r_i}{S E_j - 0,6 \times P} \right) + C \text{ (Tabel 4, hal 537, Peters dan Timmerhaus,}$$

1991)

dimana,

P = tekanan desain = 1,4696 ps (safety factor 10%, Sinnott Ed 4th, hal827)

ri = jari-jari kolom = 16,8706 in

S = Working Stress allowable = 18.750 psi (Brownell & Young, 1959)

Ej = Welding Joint Efficiency = 0,80 (Brownell & Young, 1959)

C = Tebal korosi

= (0,2 mm/yr x 11 yr x 0,039) (Peters dan Timmerhause, 1991)

= 0,086 in

Diperoleh ketebalan dinding,

$$t = \left(\frac{P \times r_i}{S E_j - 0,6 \times P} \right) + C$$

$$t = \left(\frac{1,4696 \text{ psi} \times 16,8706 \text{ in}}{18.750 \times 0,80 - 0,6 \times 1,4696 \text{ psi}} \right) + C$$

$$t = 0,087 \text{ in} = 0,002 \text{ m} = 0,220 \text{ cm}$$

$$\text{OD} = D + 2t$$

$$= [0,8570 + (2 \times 0,002)] \text{ m} = 0,8614 \text{ m}$$

i. Menentukan Daya Rotary Dryer

Berdasarkan Perry's 7th Ed. Hal 12-56, tabel 12-18, jumlah total daya untuk fan, penggerak dryer dan conveyor umpan maupun produk berkisar antara $0,5D^2$ sampai $1D^2$, maka daya rotary drier yaitu: diperoleh nilai konstanta B yaitu

$$P = 0,5D^2$$

$$= (0,5) (2,8117 \text{ ft})^2$$

$$= 3,9530 \text{ kW} = 5,3010 \text{ Hp}$$

Untuk memenuhi Power = 5,3010 Hp maka digunakan *Brake Horse*

Power (BHP) sebesar 6 Hp.

Berdasarkan Figur 14.38 Peters, untuk BHP = 1 Hp, diperoleh efisiensi

motor = 80%

Motor horse power (MHP) yang harus dikeluarkan, yaitu:

$$\text{MHP} = \frac{\square}{\square} = \frac{5,3010 \text{ hp}}{80\%}$$

$$\text{MHP} = 6,6263 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya = 7 Hp

32. SCREW CONVEYOR

Fungsi : Memindahkan padatan asam tereftalat dari HT menuju BE

Tipe : *Helicoid Screw Conveyor*

Bahan : *Carbon Steel SA 283 Grade C*

Data Desain

Temperatur (T) = 30 °C

Laju alir massa (Ws) = 2.742,3309 kg/jam

Faktor keamanan (f) = 20% (Peter dan Timmerhaus, 1991)

a. Kapasitas

$$\begin{aligned} \text{Kapasitas screw} &= (100\% + f) \times Ws \\ &= (100\% + 20\%) \times 2.742,3309 \text{ kg/jam} \\ &= 3.290,7970 \text{ kg/jam} \\ &= 3,290 \text{ ton/jam} \end{aligned}$$

b. Ukuran Screw

Berdasarkan Tabel 21-6 *Screw Conveyor Data for 50-lb/ft³ Material and Pipe-Mounted Sectional Spiral Flights* halaman 21-8, Perry's Chemical Engineering Handbook 7th Edition, untuk kapasitas 0,985 ton/jam digunakan spesifikasi *screw*, yaitu:

Kecepatan *screw* = 40 rpm

Diameter of flights = 9 in

Diameter of pipe = 2,5 in

Diameter of shaft = 2 in

Hanger center = 10 ft

Feed section diameter = 6 in

Berdasarkan Tabel 21-6 *Screw Conveyor Data for 50-lb/ft³ Material and Pipe-Mounted Sectional Spiral Flights* halaman 21-8, Perry's Chemical Engineering Handbook 7th Edition, dengan mengambil nilai length (jarak tempuh *screw conveyor*) terendah sebesar 15 ft (4,572 m) maka diperoleh power yang dibutuhkan sebesar 0,43 Hp

33. SILO (ST)

Fungsi : Tempat penyimpanan padatan asam tereftalat keluaran RD

Tipe : Silo

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 283 Grade C*

Data Desain

Temperatur (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

$$\text{Laju Alir (Ws)} = \text{kg/jam}$$

$$\text{Densitas } (\rho) = 1.500 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Faktor Keamanan (f)} = 10\%$$

$$\text{Lama Penyimpanan} = 7 \text{ hari} = 168 \text{ jam}$$

$$\text{Jumlah} = 1 \text{ Unit}$$

a. Kapasitas Volume Tangki (Vt)

$$V = \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \text{Lama Penyimpanan}$$

$$V = \frac{53,763 \text{ kg/jam}}{1.500 \text{ kg/m}^3} \times 168 \text{ jam}$$
$$= 6,021 \text{ m}^3$$

(Safety Factor 10%)

$$\text{Volume Total} = (100\% + f) \times V_t$$
$$= (100\% + 10\%) \times 6,021 \text{ m}^3$$
$$= 6,624 \text{ m}^3$$

b. Diameter Tangki

- Volume Silinder (Vs)

$$V_s = \pi r^2 H$$

Dimana

$$H = \text{tinggi silinder} = 3/2D \text{ maka:}$$

$$V_s = \frac{1}{2} D^3$$
$$= 3,140 D^3$$

- Volume Total (Vt)

$$V_t = V_s$$

$$\begin{aligned}
 6,624 &= 3,140 D^3 \\
 D^3 &= 2,109 \text{ m} \\
 D &= 1,282 \text{ m} \\
 &= 4,208 \text{ ft} \\
 &= 50,492 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Volume Silinder

$$\begin{aligned}
 V_s &= 3,140 D^3 \\
 &= 3,140 \times (1,282)^3 \\
 &= 6,624 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

c. Tinggi Silinder dan Konis

- Tinggi silinder (H)

$$\begin{aligned}
 &= 2 \times D \\
 &= 2 \times 1,282 \text{ m} \\
 &= 2,565 \text{ m}
 \end{aligned}$$

j. Tekanan Desain

$$\begin{aligned}
 \text{Tekanan operasi} &= 1 \text{ atm} \\
 &= 14,696 \text{ psi}
 \end{aligned}$$

Tekanan over desain = 10 – 15 % dari kerja normal

(Rule of Thumb, Stanley M. Walas, 1990, Hal. xix)

Tekanan desain yang dipilih sebesar 10% karena kapasitas silo lebih dari 500 gallon. Sehingga, diperoleh tekanan desain:

$$\text{Tekanan desain} = P \text{ operasi} \times (100\% + 10\%)$$

$$\text{Tekanan desain} = 14,696 \text{ psi} \times 110\%$$

$$= 16,166 \text{ psi}$$

f. Tebal Dinding Silinder

$$t = \left(\frac{P \times r}{(S \times E) - (0,6 \times P)} \right) + C$$

dimana,

D = Diameter tangki (inch) = 50,492 in

S = Allowance Stress (psi) = 12.650 psi (Brownell & Young, 1959)

E = Welded Joint Efficiency = 0,8

C = Faktor Korosi (in) = 0,006 in

P = Tekanan Desain (psi) = 16,166 psi

r = Jari jari Silinder

Maka, tebal dinding *silinder*:

$$t = \left(\frac{16,166 \text{ psi} \times 25,246 \text{ in}}{(12.650 \text{ psi} \times 0,80) - (0,6 \times 16,166 \text{ psi})} \right) + 0,006 \text{ in}$$

$$t = 0,047 \text{ in}$$

$$= 0,001 \text{ mm}$$

34. TANGKI 01 (T-01)

Fungsi : Tempat penyimpanan bahan baku 2-Etil Heksanol

99,9%

Tipe : *Silinder vertikal dengan ellipsoidal head*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 C*

Data Desain

Temperatur (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm
 Laju Alir (Ws) = 990 kg/jam
 Densitas (ρ) = 827,723 kg/m³
 Faktor Keamanan (f) = 10%
 Lama Penyimpanan = 3 hari = 72 jam
 Jumlah = 1 Unit

a. Kapasitas Silo

$$V = \frac{W_s}{\rho} \times \text{Lama Penyimpanan}$$

$$V = \frac{990 \text{ kg/jam}}{827,723 \text{ kg/m}^3} \times 72 \text{ jam}$$

$$= 86,1158 \text{ m}^3$$

$$\text{Volume Total} = (100\% + f) \times V_t$$

$$= (100\% + 10\%) \times 472,864 \text{ m}^3$$

$$= 94,727 \text{ m}^3$$

b. Diameter Silo

- Volume Silinder (Vs)

$$V_s = \frac{1}{4} \pi D^2 H$$

Dimana

$$V_s = \frac{3}{8} \pi \left(\frac{D_t}{2} \right)^2 \times \left(\frac{3}{2} D_t \right)$$

$$V_s = \frac{3}{8} \pi \times D_t^3$$

$$V_s = 1,1775 D_t^3$$

$$V_s = 85,2546 \text{ m}^3$$

- Volume *ellipsoidal head* (V_h)

$$V_h = \frac{\pi}{6} \times D t^2 \times h$$

Dimana tinggi ellipsoidal (h) = $1/4 D t$ (Peters 4th Ed, Tabel 4, Hal. 538),

maka:

$$V_h = \frac{\pi}{24} D t^3$$

$$V_h = \frac{3,14}{24} D t^3$$

$$V_h = 0,130 D t^3$$

$$V_h = 9,4727 \text{ m}^3$$

- Diameter tangki

Jika Volume Total tangki didefinisikan sebagai

$$V_t' = V_s + V_h$$

$$= 1,1775 D t^3 + 0,130 D t^3$$

$$= 1,308 D t^3$$

$$= 94,727 \text{ m}^3$$

Maka,

$$D t = \left(\frac{V_t}{1,308} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{520,1506 \text{ m}^3}{1,308} \right)^{1/3}$$

$$D = 4,164 \text{ m}$$

$$= 164,0912 \text{ in}$$

$$r = 2,0839 \text{ m}$$

$$= 82,0456 \text{ in}$$

c. Tinggi Tangki (Ht)

- Tinggi silinder (Hs) = $\frac{3}{2} \times Dt$
 = $\frac{3}{2} \times 4,164 \text{ m}$
 = 6,2518 m

- Tinggi head (He) = $\frac{1}{4} \times Dt$
 = $\frac{1}{4} \times 4,164 \text{ m}$
 = 1,0419 m

- Tinggi Tangki (Ht) = Hs + He
 = 6,2518 m + 1,0419 m
 = 7,2938 m

d. Tinggi Fluida di dalam Tangki

- V. Kosong Head = $V_h - (V_t - V_s)$
 = $9,4727 \text{ m}^3 - (94,727 - 85,2546) \text{ m}^3 = 8,6115$
 m^3

- V. Elips = $V_h - V.\text{Kosong Head}$
 = $(9,4727 - 8,6115) \text{ m}^3$
 = 0,861115 m^3

- H Liquid = $\frac{V.\text{Elips}}{V_h} \times H_e$
 = $\frac{0,86115 \text{ m}^3}{9,4727 \text{ m}^3} \times 1,0419 \text{ m}$
 = 0,090 m

- Tinggi Cairan di Tangki = $H_s + H_{\text{Liquid}}$
 $= (6,2518 + 0,090)\text{m}$
 $= 6,466 \text{ m}$

e. Tebal Dinding Silinder

Persamaan tebal dinding silinder (peters, hal.537):

$$t = \left(\frac{P \times r}{(S \times E) - (0,6 \times P)} \right) + C$$

dimana,

- D = Diameter tangki (inch) = 164,0912 in
- S = Allowance Stress (psi) = 12.650 psi (Brownell & Young, 1959)
- E = Welded Joint Efficiency = 0,8
- C = Faktor Korosi (in) = 0,006 in
- P = Tekanan Desain (psi) = 9,6830 psi
- r = Jari jari Silinder

Menentukan Tekanan Desain

Ketinggian cairan dalam tangki adalah 11,19 m maka,

$$\text{Tekanan desain (psi)} = P_{\text{operasi}} + P_{\text{hidrostatik}}$$

$$= 1 \text{ atm} + (\rho \cdot g \cdot h)$$

$$\text{Tekanan desain} = 1 \text{ atm} + 827,723 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \square 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \square 0,090 \text{ m}$$

$$= 1 \text{ atm} + 101.325 \text{ kg/m} \cdot \text{s}^2$$

$$= 1 \text{ atm} + 0,5080 \text{ atm}$$

$$= 1,5080 \text{ atm}$$

(safety factor 10%)

(Coulson, 6 Ed. Hal.

827)

$$\text{Tekanan desain} = (100\% + 10\%) \times 1,5080 \text{ atm}$$

$$= 1,6588 \text{ atm}$$

$$= 9,6830 \text{ psi}$$

- Tebal dinding silinder:

$$t = \left(\frac{24,379 \text{ psi} \times 82,045 \text{ in}}{12650 \text{ psi} \times 0,80 - (0,06 \times 24,379 \text{ psi})} \right) + 0,065 \text{ in}$$

$$t = 0,085 \text{ in} = 0,002 \text{ m}$$

k. Tebal Dinding Ellipsoidal Head (th)

Persamaan tebal dinding *Ellipsoidal Head* (Peters, hal. 537):

$$th = \left(\frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (0,2 \times P)} \right) + C$$

dimana,

$$D = \text{Diameter tangki (inch)} = 164,0912 \text{ in}$$

$$S = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$E = 0,8 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$C = 0,006 \text{ in}$$

$$P = 9,6830 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding *ellipsoidal head*:

$$th = \left(\frac{9,6830 \text{ psi} \times 164,0912 \text{ in}}{(2 \times 0,8 \times 12.650 \text{ psi}) - (0,2 \times 9,6830 \text{ psi})} \right) + 0,006 \text{ in}$$

$$t_h = 0,402 \text{ in}$$

$$= 0,010 \text{ m}$$

I. Outside Diameter (OD)

$$OD = D_t + 2 t \text{ silinder}$$

$$= 4,167 + 2 (0,0021)$$

$$= 4,172 \text{ m} = 0,1059 \text{ inch}$$

Perhitungan desain tangki selanjutnya dikerjakan secara analog seperti perhitungan pada Tangki 01.

35. TANGKI 02 (T-02)

Fungsi : Tempat penyimpanan katalis asam sulfat (H_2SO_4) 98%

Tipe : *Silinder vertikal dengan ellipsoidal head*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 283 C*

Data Desain

Temperatur (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Laju Alir (Ws) = 27,153 kg/jam

Densitas (ρ) = 1.615,107 kg/m³

Faktor Keamanan (f) = 10%

Lama Penyimpanan = 3 hari = 72 jam

Jumlah = 1 Unit

| IDENTIFIKASI | |
|--------------|--|
| Fungsi | Tempat penyimpanan katalis H_2SO_4 98% |

| | |
|--------------------|--|
| Jumlah | 1 Unit |
| Tipe | <i>Silinder vertikal dengan ellipsoidal head</i> |
| DATA DESAIN | |
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30 °C |
| Kapasitas | 1,2104 m ³ |
| Diameter | 1,0058 m |
| OD | 1,0088 m |
| Tebal Dinding | 01,1617 mm |
| Tinggi Tangki | 1,7602 m |
| Volume Silinder | 1,1983 m ³ |
| Volume tutup | 0,1331 m ³ |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainless Steel 240 Grade M</i> |

36. TANGKI 03 (T-03)

Fungsi : Tempat penyimpanan katalis asam sulfat (NaOH) 48%

Tipe : *Silinder vertikal dengan ellipsoidal head*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 283 C*

Gambar

Data Desain

Temperatur (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Laju Alir (Ws) = 0,028 kg/jam

Densitas (ρ) = 1.856,34 kg/m³

Faktor Keamanan (f) = 10%

Lama Penyimpanan = 14 hari = 168 jam

Jumlah = 1 Unit

| IDENTIFIKASI | |
|---------------------|--|
| Fungsi | Menampung bahan baku netralisasi berupa NaOH |
| Jumlah | 48% |
| Tipe | 1 Unit <i>Silinder vertikal dengan ellipsoidal head</i> |
| DATA DESAIN | |
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30 °C |
| Kapasitas | 0,0050 m ³ |
| Diameter | 0,163 m |
| OD | 0,163 m |
| Tebal Dinding | 0,2564 mm |
| Tinggi Tangki | 0,2842 m |
| Volume Silinder | 0,0050 m ³ |
| Volume tutup | 0,0006 m ³ |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainless Steel 240 Grade M</i> |

37. TANGKI 04 (T-04)

Fungsi : Sebagai tempat untuk menampung produk utama berupa *Dicotyl Terephthalate (DOTP)*

Tipe : *Silinder vertikal dengan ellipsoidal head*

Bahan Konstruksi : *Stainless Steel SA 283 C*

Data Desain

Temperatur (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

Laju Alir (Ws) = 6.260,678 kg/jam

Densitas (ρ) = 976,263 kg/m³

Faktor Keamanan (f) = 10%

Lama Penyimpanan = 3 hari = 72 jam

Jumlah = 1 Unit

| IDENTIFIKASI | |
|---------------------|--|
| Fungsi | Menampung Produk <i>Dicotyl Terephthalate</i> (DOTP) |
| Jumlah | 1 Unit |
| Tipe | <i>Silinder vertikal dengan ellipsoidal head</i> |
| DATA DESAIN | |
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30 °C |
| Kapasitas | 461,72 m ³ |
| Diameter | 7,2949 m |
| OD | 7,319 m |
| Tebal Dinding | 12,125 mm |
| Tinggi Tangki | 12,766 m |
| Volume Silinder | 457,11 m ³ |
| Volume tutup | 50,7902 m ³ |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainless Steel 240 Grade M</i> |

38. VAPORIZER (VP)

Fungsi :Memurnikan keluaran Decanter hingga sesuai spesifikasi produk yang diinginkan

Tipe : *Short Tube Vertical Vaporizer*

Perhitungan Desain Pemanas Vaporizer

Perhitungan desain pemanas Vapotizer dilakukan berdasarkan referensi *process Heat Transfer* (Kern, 1965)

Data kondisi operasi:

Hot side = Saturated Steam

Laju alir *hot side*, W_1 = 568,658 kg/jam
 = 1253,8920 lb/jam

Temperatur *hot side in*, T_1 = 200°C
 = 329°F

Temperatur *hot side out*, T_2 = 200 °C
 = 329 °F

Cold side = Aliran keluaran *Mixing Tank -01*

Laju alir *cold side*, W_2 = 6.313,1313 kg/jam
 = 13.920,454 lb/jam

Temperatur *cold side in*, t_1 = 30 °C
 = 86 °F

Temperatur *cold side out*, t_2 = 150 °C
 = 302 °F

Densitas Uap (ρ) = 0,011kg/m³ = 0,000686
 lb/ft³

Densitas Liquid (ρ_l) = 959,033 kg/m³ = 59,8772
 lb/ft³

➤ **Perhitungan desain:**

a. Beban panas (Q)

$$Q = 1.110.347,987 \text{ kJ/jam} = 1.052.462,547 \text{ Btu/jam}$$

b. LMTD (Log Mean Temperature Difference), (ΔT)

| Fluida Panas ($^{\circ}\text{F}$) | | Fluida Dingin ($^{\circ}\text{F}$) | | Selisih | Ket |
|-------------------------------------|-------------|--------------------------------------|--|---------|--------------|
| 392 | Suhu tinggi | 131 | | 90 | Δt_2 |
| 392 | Suhu rendah | 86 | | 306 | Δt_1 |
| Selisih | | | | -216 | |

$$\text{LMTD} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)} \quad (\text{Pers. 5.14, Kern, 1965})$$

$$\text{LMTD} = 176,5029 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T_m = 176,5029 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

c. Temperatur Rata-rata (T_c dan t_c)

$$T_c = \frac{(T_1 + T_2)}{2}$$

$$= 392 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

$$t_c = \frac{(t_1 + t_2)}{2}$$

$$= 194 \text{ }^{\circ}\text{F}$$

d. Menentukan tipe heat exchanger berdasarkan surface area (A)

$$\text{Asumsi } U_D = 20 \text{ Btu/jam.ft}^2.\text{ }^{\circ}\text{F} \quad (\text{Tabel 8, Kern, 1965})$$

$$A = \frac{Q}{U_d \times \Delta t}$$

$$A = 298,143 \text{ ft}^2$$

Nilai $A > 200 \text{ ft}^2$, maka digunakan *heat exchanger* dengan jenis *shell and tube heat exchanger* (Coulson, 2005; Kern, 1965).

e. Klasifikasi Shell and Tube

Penentuan ukuran *tube* perlu mengingat nilai laju alir massa yang perlu diatur agar berjalan lambat, sehingga proses pemanasan dapat berjalan dengan baik. Berdasarkan *Rule of Thumb Heat Exchanger* (Walas, 1990) ukuran standar *tube* adalah $\frac{3}{4}$ in OD, 1 in sudut triangular, panjang 16 ft. Berdasarkan Coulson (2005) ID 0,5834 in. Penentuan spesifikasi *shell dan tube* juga dapat melalui Tabel BWG (Kern, Appendiks Tabel 11):

- *Tube Side* (fluida dingin)

| | | |
|--------------------------------------|---|------------------------|
| Panjang tube (L) | = 16 ft | (Kern, 1965) |
| <i>Outside Diameter</i> (OD) | = 0,75 in | (Kern, 1965) |
| BWG | = 16 | (Tabel 10, Kern, 1965) |
| <i>Tube surface area</i> (a'') | = 0,196 ft ² /ft | (Tabel 10, Kern, 1965) |
| <i>Tube Pitch</i> (P _T) | = 1 in | (Tabel 9, Kern, 1965) |
| <i>Tube arrangement</i> | = <i>triangular</i> | (Tabel 9, Kern, 1965) |
| <i>Number of passes</i> | = 2 | (Kern, 1965) |
| Jumlah <i>Tube</i> (N _t) | = $\frac{\square}{\square \square a''}$ | (Kern, 1965) |
| | = 63 tubes | |

Berdasarkan Tabel 9 (Kern, 1965) untuk 63 *tube pass*, didapat nilai yang mendekati N_t perhitungan adalah:

$$N_t = 63 \text{ tube}$$

- Koreksi nilai U_D berdasarkan klasifikasi *tube* di atas

$$A = Nt \times L \times a''$$

$$= 296,730 \text{ ft}^2$$

$$U_D = \frac{Q}{A \times \Delta t}$$

$$U_D \text{ koreksi} = 20 \text{ Btu/hr.ft}^2.\text{°F}$$

(Nilai U_D koreksi sudah mendekati U_D asumsi)

f. Perhitungan Desain Tangki Vaporizer

Vapor volumetric flowrate (Q_v)

$$Q_v = \frac{\text{Laju alir massa}}{\text{Densitas}}$$

$$= \frac{568,658 \text{ kg/jam}}{0,011 \text{ kg/m}^3}$$

$$= 51.696,229 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Desain Ukuran Vaporizer

- Volume Silinder (V_s)

$$V_s = \pi r^2 H$$

Dimana tinggi silinder (H) = 3 D untuk kondisi tekanan 0-20 bar
(Coulson & Richardson, 2015), maka

$$V_s = \frac{3}{8} \times \pi \times D^3$$

$$V_s = 1,178 D^3$$

- Volume *ellipsoidal head* (V_h)

$$V_h = \frac{\pi}{24} D^3$$

Dimana tinggi ellipsoidal (h) = 0,5 Dt (Coulson & Richardson, 2015), maka:

$$V_h = \frac{\pi}{24} D t^3$$

$$V_h = \frac{3,14}{24} D^3$$

$$V_h = 0,131 D^3$$

- Volume Total tangki

$$V_T = V_s \times (2 \times V_e)$$

$$= 1,178 D t^3 + 2 \times 0,131 D^3$$

$$= 1,440 D^3$$

Maka,

- Diameter Accumulator

$$D_t = \left(\frac{V_t}{1,440} \right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{14,3270 \text{ m}^3}{1,440} \right)^{1/3}$$

$$= 2,1512 \text{ m}$$

$$= 84,692 \text{ in}$$

Maka,

$$V_s = 11,722 \text{ m}^3$$

$$= 1,3024 \text{ m}^3$$

$$V_t = 14,3270 \text{ m}^3$$

Panjang Silinder

- Tinggi silinder (H_s) = $3 \times D$

$$= 3 \times 2,1512 \text{ m}$$

$$= 6,453 \text{ m}$$

- Tinggi *Ellipsoidal* = $1/4 \times Dt$
 $= 1/4 \times 2,1512 \text{ m}$
 $= 1,0756 \text{ m}$

- Tinggi Total Silinder = $H + 2h$
 $= 6,453 \text{ m} + 2 \times 1,0756 \text{ m}$
 $= 8,6048 \text{ m}$

g. Tebal Dinding Vessel

Persamaan tebal dinding silinder (peters, hal.537):

$$t = \left(\frac{P \times r}{(S \times E) - (0,6 \times P)} \right) + C$$

dimana,

- D = Diameter tangki (inch) = 84,692 in
- S = Allowance Stress (psi) = 1.875 psi (Brownell & Young, 1959)
- E = Welded Joint Efficiency = 0,8
- C = Faktor Korosi (in) = 0,125 in
- P = Tekanan Desain (psi) = 0,0440 psi
- r = Jari jari Silinder = 42,346 in

Tebal dinding silinder:

$$tT = \left(\frac{0,0440 \text{ psi} \times 42,346 \text{ in}}{1,875 \text{ psi} \times 0,80 - (0,06 \times 0,0440 \text{ psi})} \right)$$

$$tT = 0,0997 \text{ in} = 0,0025 \text{ m}$$

m. Tebal Dinding Ellipsoidal Head (th)

Persamaan tebal dinding *Ellipsoidal Head* (Peters, hal. 537):

$$th = \left(\frac{P \times D}{(2 \times S \times E) - (0,2 \times P)} \right) + C$$

dimana,

D = Diameter tangki (inch) = 84,692 in

S = Allowance Stress (psi) = 1.875 psi (Brownell & Young, 1959)

E = Welded Joint Efficiency = 0,8

C = Faktor Korosi (in) = 0,125 in

P = Tekanan Desain (psi) = 0,0440 psi

r = Jari jari Silinder = 42,346 in

Maka, tebal dinding *ellipsoidal head*:

$$th = \left(\frac{0,0440 \text{ psi} \times 84,692 \text{ in}}{1,875 \text{ psi} \times 0,80 - (0,2 \times 0,0440 \text{ psi})} \right)$$

$$th = 0,088 \text{ in} = 0,00224 \text{ m}$$

n. Outside Diameter (OD)

$$OD = Dt + 2t$$

$$= 2,1512 + 2 (0,00224 \text{ m}) = 2,1556 \text{ m}$$

39. GUDANG

Fungsi : Tempat penyimpanan bahan baku asam tereftalat.

Tipe : Bangunan berupa gedung berdinding dengan bahan konstruksi beton berbentuk persegi panjang

Data Desain

Temperatur (T) = 30 °C

Tekanan (P) = 1 atm

| | |
|---------------------|---------------------------|
| Laju Alir (Ws) | = 16,49033 kg/jam |
| Densitas (ρ) | = 1.522 kg/m ³ |
| Faktor Keamanan (f) | = 20% |
| Lama Penyimpanan | = 7 hari = 168 jam |
| Jumlah | = 1 Unit |

a. Kapasitas Gudang

$$V = \frac{(\text{Laju Alir Massa}) \times \text{Lama Penyimpanan}}{(\text{Densitas})}$$

$$V = \frac{(16,49033 \text{ kg/jam}) \times 168 \text{ jam}}{(1.522 \text{ kg/m}^3)} = 1,820 \text{ m}^3$$

(Safety Factor = 20%)

$$\begin{aligned} \text{Volume Total} &= (100\% + f) \times V_t \\ &= (100\% + 20\%) \times 1,827 \text{ m}^3 \\ &= 2,1842 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

b. Menentukan dimensi gudang :

$$\text{Volume Gudang (Vg)} = P.L.T$$

Dimana :

P = Panjang gudang (m)

L = Lebar gudang (m)

T = Tinggi gudang (m)

Diinginkan Panjang Gudang (P) = 2L, dan tinggi (T) = L, sehingga :

$$V_g = 2L \times L \times L$$

$$77,136 \text{ m}^3 = 2 \times L^3$$

$$L^3 = 38,5682 \text{ m}^3$$

$$L = \sqrt[3]{38,5682 \text{ m}^3}$$

$$L = 3.786 \text{ m}$$

Sehingga diperoleh :

$$P = 2,0596 \text{ m} = 2 \text{ m}$$

$$L = 1,0298 \text{ m} = 1 \text{ m}$$

$$T = 1,0298 \text{ m} = 1 \text{ m}$$



LAMPIRAN D UTILITAS

1. Spesifikasi Alat Utilitas

1.1. Bak Air-01 (BA-01)

Fungsi : Tempat penampungan awal kebutuhan air

Tipe : Bak persegi Panjang

Data Desain

Laju alir, m_s = 37.140,234 kg/jam

Densitas fluida, ρ = 1.008 kg/m³

Waktu tinggal, t = 24 jam

Volume air yang ditampung:

$$\begin{aligned} V &= \frac{m}{\rho} \times t \\ &= \frac{37.140,232 \text{ kg/jam}}{1,008} \times 24 \text{ jam} \\ &= 884,020 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dirancang 90% dari volume bak terisi air.

$$\begin{aligned} \text{Volume bak ; } V' &= 884,020 \text{ m}^3 \times (1/0,9) \\ &= 982,245 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Dipakai bak bentuk persegi panjang dengan ketentuan :

$$\text{Panjang, } p = 2X$$

$$\text{Lebar, } l = X$$

$$\text{Tinggi, } t = 1,5X$$

Maka volume bak (V'):

$$V' = p \times l \times t$$

$$= 3X^3$$

$$X = \left(\frac{V'}{3}\right)^{1/3}$$

$$= \left(\frac{982,245}{3}\right)^{1/3} = 6,879 \text{ m}$$

$$\text{Sehingga, } p = 2 \times 6,879 \text{ m} = 13,758 \text{ m}$$

$$l = 1 \times 6,879 \text{ m} = 6,879 \text{ m}$$

$$t = 1,5 \times 6,879 \text{ m} = 10,318 \text{ m}$$

Dari perhitungan yang sama maka untuk bak air selanjutnya dihitung dengan cara analog dengan perhitungan bak air-01 (BA-01).

| Spesifikasi Bak Air-01 | |
|------------------------|---------------------------------------|
| Fungsi | Tempat penampungan awal kebutuhan air |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Bak persegi Panjang |
| Kapasitas | 884,021 m ³ |
| Panjang | 13,785 m |
| Lebar | 6,892 m |
| Tinggi | 10,338 m |
| Bahan konstruksi | Beton |

1.2. Bak Air-02 (BA-02)

| Spesifikasi Bak Air-02 | |
|------------------------|---|
| Fungsi | Tempat penampungan air bersih setelah pengendapan |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Bak persegi Panjang |
| Kapasitas | 35,791 m ³ |
| Panjang | 4,733 m |
| Lebar | 2,367 m |
| Tinggi | 3,550 m |
| Bahan konstruksi | Beton |

1.3. Bak Air-03 (BA-03)

| Spesifikasi Bak Air-03 | |
|------------------------|--|
| Fungsi | Tempat penampungan air pendingin cooling tower |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Bak persegi Panjang |
| Kapasitas | 37,881 m ³ |
| Panjang | 4,653 m |
| Lebar | 2,326 m |
| Tinggi | 3,489 m |
| Bahan konstruksi | Beton |

1.4. Bak Air-04 (BA-04)

| Spesifikasi Bak Air-04 | |
|------------------------|---|
| Fungsi | Tempat penampungan air untuk steam boiler |
| Jumlah | 1 unit |
| Tipe | Bak persegi Panjang |
| Kapasitas | 3,451 m ³ |

| | | |
|------------------|-------|---|
| Panjang | 2,096 | m |
| Lebar | 1,084 | m |
| Tinggi | 1,572 | m |
| Bahan konstruksi | Beton | |

1.5. Pompa Utilitas-01 (P-01)

Fungsi : Memompa air dari tangka penyimpanan air awal menuju tangki pengendapan dan tangki air sanitasi

Tipe : *Centrifugal pump*

Bahan Konstruksi : *Commercial Steel*

Data Desain

Temperatur, T = 30°C

Laju alir, m_s = 37.140,235 kg/jam = 81.880,105 lb/jam

Densitas fluida, ρ = 1,008,309 kg/m³ = 62,947 lb/ft³

Viskositas, μ = 0,815 cP = 1,972 lb/ft jam

Faktor keamanan, sf = 10% (Peters dan Timmerhaus, 1991)

1.5.1. Kapasitas Pompa, Q_r

$$m_r = (1+f) \times m_s$$

$$m_r = (1+0,1) \times 81.880,105 \text{ lb/jam}$$

$$= 90.068,115 \text{ lb/jam}$$

$$= 1.501,135 \text{ lb/menit}$$

$$\begin{aligned}
 Q_f &= \frac{mf}{\rho} \\
 &= \frac{1.501,135 \text{ lb/min}}{62,947 \text{ lb/ft}^3} = 23,848 \text{ ft}^3/\text{min} \\
 &= 0,397 \text{ ft}^3/\text{s} = 178,394 \text{ gal/min}
 \end{aligned}$$

1.5.2. Menentukan Ukuran Pipa

- Diameter Pipa

Untuk aliran turbulen (viskositas 0,02 – 20 cP) dan direncanakan

$Di > 1$ in maka digunakan rumus diameter dalam optimum pipa

$$\begin{aligned}
 D_{opt} &= 3,9 Q_f^{0,45} \times \rho^{0,13} \quad (\text{Peters dan Timmerhaus, 1991}) \\
 &= 3,9 \times (0,397 \text{ ft}^3/\text{s})^{0,45} \times (62,947 \text{ lb/ft}^3)^{0,13} \\
 &= 4,412 \text{ in}
 \end{aligned}$$

- Dimensi Pipa

Berdasarkan tabel 10-18 *Properties of Steel Pipe, Perry's Chemical Engineers' Handbook 7th Ed* Hall. 10-72 (Perry, 1999), dimensi pipa yang digunakan:

$$\text{NPS} : 5 \text{ in} = 0,417 \text{ ft}$$

$$\text{SN} : 80\text{S}$$

$$\text{ID} : 4,813 \text{ in} = 0,401 \text{ ft}$$

$$\text{OD} : 5,563 \text{ in} = 0,464 \text{ ft}$$

$$\text{Ls} : 500 \text{ m} = 1640,420 \text{ ft}$$

$$a'' : 0,1263 \text{ ft}^2 = 18,187 \text{ in}^2$$

1.5.3. Perhitungan Pompa

- Kecepatan Aliran, V_s

$$\begin{aligned}V_s &= \frac{Q_f}{a''} \\ &= \frac{0,397 \text{ ft}^3/\text{s}}{0,1263 \text{ ft}^2} \\ &= 3,147 \text{ ft/s} = 11.329,107 \text{ ft/jam}\end{aligned}$$

Reynold Number, N_{Re}

$$\begin{aligned}N_{Re} &= \frac{D V \rho}{\mu} \\ N_{Re} &= \frac{0,401 \text{ ft} \times 11.329,107 \frac{\text{ft}}{\text{hr}} \times 62,947 \text{ lb/ft}^3}{1,972 \frac{\text{lb}}{\text{ft}} \cdot \text{hr}} \\ N_{Re} &= 145.074,303\end{aligned}$$

Material yang digunakan untuk konstruksi pipa adalah *Commercial Steel Pipe*, maka berdasarkan Gambar. 14-1. *Fanning Friction Factors For Long Straight Pipes* Hal. 482 (Peters dan Timmerhaus, 1991) diperoleh :

Equivalent roughness, $\varepsilon = 0,00015 \text{ ft}$

$$\frac{\varepsilon}{D} = \frac{0,00015 \text{ ft}}{0,401 \text{ ft}} = 0,00037$$

Pada $N_{Re} = 145.074,303$ dan $\varepsilon/D = 0,00037$, Gambar 14-1 (Peters dan Timmerhaus, 1991), diperoleh :

fanning factor, $f = 0,055$

- Friksi Gesekan dalam Pipa, H_{f_s}

$$H_{fs} = \frac{f \times L_e \times V^2}{2 \times g_c \times D} \quad \text{(Pers. 2.10-6, Geankoplis, 1993)}$$

Equivalent length dari fitting dan valve diperoleh dari Tabel 2.10-1, hal 93

Geankoplis. 1993 :

| | |
|---------------|----|
| Elbow 90o std | 35 |
| Gate valve | 9 |
| Tee | 50 |

Jika ekuivalen panjang dari fitting dan valve

| Taksiran pipa pada head suction | Jumlah | L/D | Le (ft) |
|---------------------------------|--------|-----|------------|
| Elbow 90 std | 2 | 35 | 70 |
| Gate valve | 2 | 9 | 18 |
| Tee | 1 | 50 | 50 |
| Total Le | | | 138 |

Pada ID = 0,401 ft dan L_s (pipa lurus horizontal) = 500 m = 1.640,420 ft

$$\begin{aligned}
 L &= L_s + (L_{fitting} \cdot ID) \\
 &= 1.640,420 \text{ ft} + (138 \times 0,401 \text{ ft}) \\
 &= 1.695,769 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

Maka:

$$H_{fs} = \frac{4 \times f \times L_e}{D} \times \frac{V^2}{2g_c} \quad \text{(Pers. 2.10-6, Geankoplis, 1993)}$$

$$= \frac{4 \times 0,055 \times 1.695,769}{0,401} \times 0,158 = 143,155 \text{ ft lbf/lb}$$

1.5.4 Efisiensi Pompa, η

Berdasarkan Gambar 14-37 (Peters dan Timmerhaus, 1991, Hal 5201) untuk kapasitas pompa sebesar 178,394 gal/min diperoleh:

Effisiensi pompa, $\eta = 50\%$

1.5.5. Break Horse Power (BHP)

Persamaan Bernoulli:

$$W_s = \frac{\Delta P}{\rho} \times \Delta Z \times \frac{\Delta V^2}{2} + \Delta H_f \quad (\text{Peters dan Timmerhaus, 1991})$$

$$\Delta Z = 14,924 \text{ m} = 48,963 \text{ ft} \quad (\text{tinggi TP-01})$$

$$H_s = \frac{g}{g_c} (Z_a - Z_b)$$

$$H_s = 1 \text{ lbf/lb} \times 48,963 \text{ ft}$$

$$H_s = 48,963 \text{ ft.lbf/lb}$$

$$P_a = P_b = 1 \text{ atm} = 14,696 \text{ psi} = 2.116,217 \text{ lbf/ft}^2$$

$$\frac{\Delta P}{\rho} = \frac{0 \text{ lbf/ft}^2}{62,947 \text{ lb/ft}^3} = 0$$

$$V_a - V_b = (3,147 - 3,147) \text{ ft/s} = 0$$

$$H_v = \frac{V_a^2 - V_b^2}{2g_a} = 0 \text{ ft lbf/lb}$$

(karena tidak ada perubahan ukuran pipa sepanjang aliran)

Maka, - W_s

$$-W_s = \frac{\Delta P}{\rho} + \frac{g}{gc} (\Delta Z) + \frac{\Delta V^2}{2gc} + H_f$$

$$-W_s = 0 + 48,963 \text{ ft.lbf/lb} + 0 + 143,155 \text{ ft lbf/lb}$$

$$= 192,118 \text{ ft lbf/lb}$$

$$\text{BHP} = \frac{mf \times W_s}{\eta_p}$$

$$\text{BHP} = \frac{1.501,153 \frac{\text{lb}}{\text{min}} \times 192,118 \text{ ft lbf/lb}}{50\%}$$

$$\text{BHP} = 576.788,927 \text{ ft lbf/min}$$

$$= 17,472 \text{ Hp}$$

1.5.6. Required Driver

Dari Gambar 14-38 (Peters, M.S. dan K.D. Timmerhaus, 1991), pada BHP = 17,472 Hp didapat efisiensi motor = 86 % diperoleh:

$$\text{MHP} = \frac{\text{BHP}}{\text{Efisiensi motor}} = \frac{17,472 \text{ Hp}}{86\%}$$

$$\text{MHP} = 20,316 \text{ Hp}$$

Maka dipilih pompa dengan daya = 21 Hp

Dari perhitungan yang sama maka untuk pompa selanjutnya dihitung dengan cara analog dengan perhitungan pompa utilitas PU – 01.

| Spesifikasi Pompa Utilitas -01 | |
|--------------------------------|--|
| Fungsi | Memompa air dari tangki penyimpanan air awal menuju tangki pengendapan dan TU-01 |
| Tipe | <i>Centrifugal pump</i> |

| | |
|---|-------------------------|
| Temperatur °C | 28 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.008,309 |
| Laju alir massa, kg/jam | 37.140,235 |
| Viskositas cP | 0,815 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 178,394 |
| Volumetric Flowrate, ft ³ /s | 0,397 |
| | Ukuran Pipa |
| NPS, in | 5 |
| SN | 80 S |
| ID, in | 4,813 |
| OD, in | 5,563 |
| L, m | 500 |
| Required motor driver, HP | 21 hp |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

1.5.7. Pompa Utilitas-02 (PU-02)

| Spesifikasi Pompa Utilitas -02 | |
|---|---|
| Fungsi | Memompa air dari BA-02 menuju BA-03, air proses dan KE-01 |
| Tipe | <i>Centrifugal pump</i> |
| Temperatur °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.008,309 |
| Laju alir massa, kg/jam | 36.087,902 |
| Viskositas cP | 0,815 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 173,339 |
| Volumetric Flowrate, ft ³ /s | 0,386 |
| | Ukuran Pipa |
| NPS, in | 2 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 2,067 |

| | |
|---------------------------|-------------------------|
| OD, in | 2,357 |
| L, m | 1000 |
| Required motor driver, HP | 5 hp |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

1.5.8. Pompa Utilitas-03 (PU-03)

| Spesifikasi Pompa Utilitas -03 | |
|---|---|
| Fungsi | Memompa air dari BA-02 menuju BA-03, air proses dan KE-01 |
| Tipe | <i>Centrifugal pump</i> |
| Temperatur °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.008,309 |
| Laju alir massa, kg/jam | 34.376,243 |
| Viskositas cP | 0,815 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 164,868 |
| Volumetric Flowrate, ft ³ /s | 0,367 |
| Ukuran Pipa | |
| NPS, in | 5 |
| SN | 80 S |
| ID, in | 4,813 |
| OD, in | 5,563 |
| Required motor driver, HP | 4 hp |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

1.5.9. Pompa Utilitas-04 (PU-04)

| Spesifikasi Pompa Utilitas -04 | |
|---------------------------------------|---|
| Fungsi | Memompa resirkulasi air pendingin dari CT-01 menuju BA-03 |
| Tipe | <i>Centrifugal pump</i> |

| | |
|---|-------------------------|
| Temperatur °C | 28 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.008,309 |
| Laju alir massa, kg/jam | 1.565,733 |
| Viskositas cP | 0,815 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 7,509 |
| Volumetric Flowrate, ft ³ /s | 0,017 |
| | Ukuran Pipa |
| NPS, in | 1 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 1,049 |
| OD, in | 1,315 |
| Required motor driver, HP | 1 hp |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

1.5.10. Pompa Utilitas-05 (PU-05)

| Spesifikasi Pompa Utilitas -05 | |
|---|---|
| Fungsi | Memompa air dari TU-01 untuk air sanitasi |
| Tipe | <i>Centrifugal pump</i> |
| Temperatur °C | 200 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.008,309 |
| Laju alir massa, kg/jam | 1052,333 |
| Viskositas cP | 0,815 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 5,055 |
| Volumetric Flowrate, ft ³ /s | 0,011 |
| | Ukuran Pipa |
| NPS, in | 1 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 1,049 |
| OD, in | 1,315 |
| Required motor driver, HP | 7 hp |

| | |
|--------------|-------------------------|
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

1.5.11. Pompa Utilitas-06 (PU-06)

| Spesifikasi Pompa Utilitas -06 | |
|---|---|
| Fungsi | Memompa bahan bakar solar menuju generator dan boiler |
| Tipe | <i>Centrifugal pump</i> |
| Temperatur °C | 30 |
| Densitas, kg/m ³ | 1.008,309 |
| Laju alir massa, kg/jam | 77,303 |
| Viskositas cP | 0,815 |
| Kapasitas pompa, gal/min | 0,382 |
| Volumetric Flowrate, ft ³ /s | 0,001 |
| Ukuran Pipa | |
| NPS, in | 0,5 |
| SN | 40 S |
| ID, in | 0,622 |
| OD, in | 0,84 |
| Required motor driver, HP | 1 hp |
| Jumlah, Unit | 2 |
| Bahan | <i>Commercial Steel</i> |

1.7. Cooling Tower (CT-01)

Fungsi : Recovery air pendingin sirkulasi dari suhu 55°C menjadi 28°C

Bentuk : Induced draft cooling tower dengan bahan isian berl saddle 1 in

Data Desain

Temperatur masuk, T in = 55°C = 131 °F

$$\text{Temperatur keluar, } T_{\text{out}} = 28^{\circ}\text{C} = 82,4^{\circ}\text{F}$$

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

$$\text{Laju alir, } W_s = 34.376,243 \text{ kg/jam}$$

$$\text{Densitas fluida, } \rho = 1,009,832 \text{ kg/m}^3$$

Laju Volumetrik (Q)

$$Q = \frac{W_s}{\rho}$$

$$Q = \frac{34.376,243}{1,009,832}$$

$$Q = 34,042 \text{ m}^3/\text{jam}$$

$$= 149,880 \text{ gal/min}$$

$$\text{Suhu wet bulb} = 79^{\circ}\text{F (Grafik Psychometric)}$$

$$\text{Suhu approach} = \text{Suhu air keluar} - \text{Suhu wet bulb}$$

$$= 82,4 - 79 = 3,6^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Suhu range} = \text{Suhu air masuk} - \text{Suhu air keluar}$$

$$131 - 82,4 = 48,6^{\circ}\text{F}$$

Konsentrasi air 2 gpm/ft² (Perry, 1997th Edition). Maka didapat luas permukaan teoritis tower (A):

$$Q = \frac{Q}{\text{Konsentrasi air}}$$

$$A = \frac{149,880 \text{ gal/min}}{2 \text{ gpm/ft}^2}$$

$$= 74,940 \text{ ft}$$

Power teoritis fan untuk 100% standar performance adalah 0,004 Hp/ft²

(Fig. 12-15 Perry, Edisi 7)

$$\text{Power fan, } P = 0,04 \text{ Hp/ft}^2 \times 40,315 \text{ ft}^2$$

$$= 0,04 \text{ Hp/ft}^2 \times 74,940 \text{ ft}$$

$$= 2,998 \text{ Hp}$$

Berdasarkan Gambar 14-38 (Peters, 199. Hal 521) untuk power 2,998 Hp diperoleh efisiensi motor sebesar 82 % Sehingga, break horse power (BHP) yang harus dikeluarkan, yaitu:

$$\text{BHP} = \frac{P}{\text{Efisiensi motor}} = \frac{2,998 \text{ Hp}}{82 \%}$$

$$\text{BHP} = 3,655 \text{ Hp}$$

Jadi, digunakan motor untuk tenaga motor fan sebesar 2 Hp

1.8. Kation Exchanger-01 (KE-01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh adanya

garam garam kation seperti Ca²⁺, Mg²⁺, dan Na⁺

Bentuk : Silinder dengan bed resin dan *ellipsoidal head*

Resin Kation : *Natural Greensand Zeolite*

Data Desain

Temperatur = 30°C

Tekanan, P = 1 atm

Laju alir, Ws = 1.561,191 kg/jam

Densitas fluida, = 1,008,309 kg/m³ = 62,949 lb/ft³

Waktu tinggal, θ = 12 jam (untuk air dengan tingkat kesadahan sedang/rendah)

Safety Factor = 10%

Laju Alir Volumetrik (Q)

$$Q = \frac{W_s}{\rho} \times \text{safety factor}$$

$$Q = \frac{1.561,191 \text{ kg/jam}}{1,008,309 \text{ kg/m}^3} = 1,548 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kapasitas Air yang Dilunakkan (Qf)

$$Q_f = Q \times \theta$$

$$= 1,548 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam}$$

$$= 18,580 \text{ m}^3$$

$$= 4.908,295 \text{ gallon}$$

Jumlah kation yang akan dihilangkan, M_k

Berdasarkan buku Water Conditioning for Industry Hal, 185 (Powell, 1954) kadar kation yang terserap adalah 128 ppm atau 128 mg/L.

$$\begin{aligned}M_k &= 128 \text{ mg/L} \times (1 \text{ grain} / 64,86 \text{ mg}) \times (1 \text{ L} / 3,785 \text{ gal}) \\&= 7,470 \text{ grain/gal} \\&= 0,005 \text{ kg/gal}\end{aligned}$$

Resin kation yang akan digunakan, M_{kT}

$$\begin{aligned}M_{kT} &= M_k \times Q_f \\&= 0,005 \times 4.908,295 \text{ gal} \\&= 2,376 \text{ kg}\end{aligned}$$

Volume Resin, V_R

Resin yang digunakan adalah natural greensand zeolite dengan kapasitas penyerapan (C) 2,8 kgrain/ft³ atau 0,181 kg/ft³ (Powell, 1954 Hal 172).

$$\begin{aligned}V_R &= \frac{M_{kT}}{C} \\V_R &= \frac{2,376 \text{ kg}}{0,181 \text{ kg/ft}^3} \\&= 13,094 \text{ ft}^3\end{aligned}$$

Diameter Bed, D

$$D = \sqrt[3]{\frac{\text{---}}{\text{---}}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{13,094 \times 3}{3,14}}$$

$$= 5,479 \text{ ft} \quad = 1,670 \text{ m} \quad = 65,745 \text{ in}$$

Tinggi Tangki, H_T

- Tinggi bed, h = D = 1,670 m
- Tinggi tangki, H = $2D$
= $2 \times 1,670 \text{ m} = 3,339 \text{ m}$
- Tinggi head, H_h = $1/4D$
= $\frac{1}{4} \times 1,670 = 0,417 \text{ m}$
- Tinggi Total, H_T = $H + 2 H_h$
= $3,339 + (2 \times 0,417) \text{ m}$
= 4,174 m

Tebal Dinding Silinder (t)

- Persamaan tebal dinding silinder (Peters dan Timmerhause, 1991 hal. 537):

$$t = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,6 P} \right) + C$$

dimana,

r = Jari-jari tangki (inch) = 32,873

S = Working Stress Allowable = 12,650 psi (Brownell & Young, 1959)

E = Joint Efficiency = 0,80 (Brownell & Young, 1959)

$$C = \text{Korosi maksimum (inch)} = 0,015 \text{ mm/tahun} \times 11 \text{ tahun}$$

$$= 0,165 \text{ mm} = 0,0065 \text{ in}$$

P = Tekanan desain (psi)

Menentukan Tekanan Desain

ketinggian bed dalam tangki adalah 1,670 m maka,

Tekanan desain (psi) = P operasi + P hidrostatik

$$= 1 \text{ atm} + (\rho \cdot g \cdot h)$$

$$\text{Tekanan desain} = 1 \text{ atm} + \frac{(1.008,309 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 1,670 \text{ m})}{101,325 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-2}}{\text{atm}}}$$

$$= 1 \text{ atm} + 0,163 \text{ atm}$$

$$= 1,163 \text{ atm}$$

(safety factor 10%)

$$\text{Tekanan desain} = (100\% + 10\%) \times 1,163 \text{ atm}$$

$$= 1,279 \text{ atm}$$

$$= 18,799 \text{ psi}$$

Ketebalan dinding silinder:

$$T = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,6 P} \right) + C$$

$$t = \left(\frac{18,799 \times 32,873}{12,650 \text{ psi} \times 0,80} - (0,6 \times 18,799 \text{ psi}) \right) + 0,0065 \text{ in}$$

$$t = 0,068 \text{ in} = 0,002 \text{ m}$$

Tebal Dinding Ellipsoidal Head (t_h)

Persamaan tebal dinding Ellipsoidal Head (Peters, 1991 hal. 537) :

$$t_h = \left(\frac{P \times rD}{S \times E - 0,2 P} \right) + C$$

Dimana,

$$D = 65,745 \text{ in}$$

$$S = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$E = 0,80 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$C = 0,006 \text{ in}$$

$$P = 18,799 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding *ellipsoidal head*:

$$t_h = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,2 P} \right) + C$$

$$t_h = \left(\frac{18,799 \text{ psi} \times 65,745 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \times 0,80) - (0,2 \times 18,799 \text{ psi})} \right) + 0,006 \text{ in}$$

$$t_h = 0,068 \text{ in} = 0,002 \text{ m}$$

Diameter Luar Tangki (OD)

$$OD = D + 2t$$

$$= 1,670 \text{ m} + (2 \times 0,002 \text{ m})$$

$$= 1,673 \text{ m}$$

1.9. Anion Exchanger-01 (AE-01)

Fungsi : Menghilangkan kesadahan air yang disebabkan oleh adanya garam- garam anion seperti Cl^- , SO_4^{2-} - dan NO_3^{2-}

Bentuk : Silinder dengan bed resin dan *ellipsoidal head*

Resin Anion : Amberlite IR-45

Data Desain

Temperatur = 30°C

Tekanan, P = 1 atm

Laju alir, W_s = 1.561,191 kg/jam

Densitas fluida, = $1,008,309 \text{ kg/m}^3$ = $62,949 \text{ lb/ft}^3$

Waktu tinggal, θ = 12 jam (untuk air dengan tingkat kesadahan sedang/rendah)

Safety Factor = 10%

Laju Alir Voulmetrik (Q)

$$Q = \frac{W_s}{\rho} \times \text{safety factor}$$

$$Q = \frac{1.561,191 \text{ kg/jam}}{1,008,309 \text{ kg/m}^3}$$

$$Q = 1,548 \text{ m}^3/\text{jam}$$

Kapasitas Air yang Dilunakkan (Qf)

$$Q_f = Q \times \theta$$

$$= 1,548 \text{ m}^3/\text{jam} \times 12 \text{ jam}$$

$$= 18,580 \text{ m}^3$$

$$= 4.908,295 \text{ gallon}$$

Jumlah kation yang akan dihilangkan, Mk

Berdasarkan buku Water Conditioning for Industry Hal, 185 (Powell, 1954) kadar kation yang terserap adalah 128 ppm atau 128 mg/L.

$$M_k = 128 \text{ mg/L} \times (1 \text{ grain} / 64,86 \text{ mg}) \times (1 \text{ L} / 3,785 \text{ gal})$$

$$= 7,470 \text{ grain/gal} = 0,005 \text{ kg/gal}$$

Resin kation yang akan digunakan, Mk_T

$$M_{kT} = M_k \times Q_f$$

$$= 0,005 \times 4.908,295 \text{ gal}$$

$$= 2,376 \text{ kg}$$

Volume Resin, V_R

Resin yang digunakan adalah natural greensand zeolite dengan kapasitas penyerapan (C) 23 kgrain/ft³ atau 1,490 kg/ft³ (Powell, 1954 Hal 172).

$$V_R = \frac{MkT}{C}$$

$$V_R = \frac{2,379 \text{ kg}}{1,490 \text{ kg/ft}^3}$$

$$= 1,596 \text{ ft}^3$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{V}{\pi}}$$

$$= \sqrt[3]{\frac{4(1,596) \text{ ft}^3}{3,14}}$$

$$= 2,717 \text{ ft} = 0,828 \text{ m} = 32,599 \text{ in}$$

Tinggi Tangki, H_T

- Tinggi bed, $h = D = 0,828 \text{ m}$
- Tinggi tangki, $H = 2D = 2 \times 1,430 \text{ m} = 1,656$
- Tinggi head, $H_h = 1/4D = \frac{1}{4} \times 0,828 \text{ m} = 0,207 \text{ m}$
- Tinggi Total, $H_T = H + 2 H_h = 1,656 + (2 \times 0,207) \text{ m} = 2,070 \text{ m}$

Tebal Dinding Silinder (t)

Persamaan tebal dinding silinder (Peters dan Timmerhause, 1991 hal.537):

$$t = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,6 P} \right) + C$$

dimana,

r = Jari-jari tangki (inch) = 16,299

S = Working Stress Allowable = 12,650 psi (Brownell & Young, 1959)

E = Joint Efficiency = 0,80 (Brownell & Young, 1959)

C = Korosi maksimum (inch) = 0,015 mm/tahun×11 tahun

$$= 0,165 \text{ mm} = 0,0065 \text{ in}$$

P = Tekanan desain (psi)

Menentukan Tekanan Desain

ketinggian bed dalam tangki adalah 0,828 m maka,

Tekanan desain (psi) = P operasi + P hidrostatik

$$= 1 \text{ atm} + (\rho \cdot g \cdot h)$$

$$\text{Tekanan desain} = 1 \text{ atm} + \frac{(1.000,509 \text{ kg/m}^3 \times 9,8 \text{ m/s}^2 \times 0,828 \text{ m})}{101,325 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-2}}{\text{atm}}}$$

$$= 1 \text{ atm} + 0,081 \text{ atm}$$

$$= 1,081 \text{ atm}$$

(safety factor 10%)

$$\text{Tekanan desain} = (100\% + 10\%) \times 1,081 \text{ atm}$$

$$= 1,189 \text{ atm}$$

$$= 17,47 \text{ psi}$$

Ketebalan dinding silinder:

$$t = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,6 P} \right) + C$$

$$t = \left(\frac{17,47 \times 16,299}{12,650 \text{ psi} \times 0,80 - (0,6 \times 17,47 \text{ psi})} \right) + 0,0065 \text{ in}$$

$$t = 0,035 \text{ in} = 0,001 \text{ m}$$

Tebal Dinding Ellipsoidal Head (t_h)

Persamaan tebal dinding Ellipsoidal Head (Peters, 1991 hal. 537) :

$$t_h = \left(\frac{P \times rD}{S \times E - 0,2 P} \right) + C$$

Dimana,

$$D = 32,599 \text{ in}$$

$$S = 12.650 \text{ psi (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$E = 0,80 \text{ (Brownell \& Young, 1959)}$$

$$C = 0,006 \text{ in}$$

$$P = 17,47 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding *ellipsoidal head*:

$$t_h = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,2 P} \right) + C$$

$$t_h = \left(\frac{17,47 \text{ psi} \times 32,599 \text{ in}}{(2 \times 12.650 \times 0,80) - (0,2 \times 18,799 \text{ psi})} \right) + 0,006 \text{ in}$$

$$t_h = 0,035 \text{ in} = 0,001 \text{ m}$$

Diameter Luar Tangki (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2t \\ &= 0,828 \text{ m} + (2 \times 0,001 \text{ m}) \\ &= 0,830 \text{ m} \end{aligned}$$

1.10 Tangki Utilitas-01 (TU-01)

Fungsi : Tempat penyimpanan air sanitasi

Tipe : Silinder vertikal dengan *ellipsoidal head*

Bahan Konstruksi : *Carbon Steel SA 283 C*

Data Desain

Temperatur, T = 28 °C

Tekanan, P = 1 atm

Laju alir, Ws = 1.052,333kg/jam

Densitas, ρ = 1.009,833 kg/m³

Faktor keamanan, f = 10 % (hal xix, *Rule of Thumb*, Walas, 1990)

Lama penyimpanan = 1 hari

Jumlah = 1 Unit

Kapasitas Volume Tangki (Vt)

$$V_t = \frac{W_s}{\rho} \times \text{lama penyimpanan}$$

$$V_t = \frac{1.052,333 \text{ kg/jam}}{1,008,309 \text{ kg/m}^3} \times 1 \text{ hari} \times 24 \text{ jam}$$

$$V_t = 25,010 \text{ m}^3$$

(*safety factor* = 10%)

$$V_t' = (100\% + 10\%) \times V_t$$

$$= (110\%) \times 25,010 \text{ m}^3$$

$$= 27,511 \text{ m}^3$$

Diameter Tangki (Dt)

- Volume silinder (Vs)

$$V_s = \pi \times r^2 \times H$$

dimana tinggi silinder (H) = 3/2 Dt, maka

$$V_s = \pi \times \left(\frac{Dt}{2}\right)^2 \left(\frac{3}{2} Dt\right)$$

$$V_s = \frac{3}{8} \times \pi \times Dt^3$$

$$V_s = \frac{3}{8} \times 3,14 \times Dt^3$$

$$V_s = 1,178 Dt^3$$

- Volume *ellipsoidal head* (Vh)

$$V_h = \frac{\pi}{6} \times Dt^2 \times h$$

Dimana, tinggi ellipsoidal (h) = ¼ Dt (hal. 18, Megyesy, 2001), maka

$$V_h = \frac{\pi}{24} \times Dt^2$$

$$V_h = \frac{3,14}{24} \times Dt^2$$

$$V_h = 0,131 Dt^3$$

- Diameter tangki

Jika volume total tangki didefinisikan sebagai

$$\begin{aligned} V_t' &= V_s + V_h \\ &= 1,178 Dt^3 + 0,131 Dt^3 \\ &= 1,308 Dt^3 \end{aligned}$$

Maka,

$$Dt = \left(\frac{V_t'}{1,308} \right)^{1/3}$$

$$Dt = \left(\frac{27,511 \text{ m}^3}{1,308} \right)^{1/3}$$

$$\begin{aligned} Dt &= 2,760 \text{ m} \\ &= 108,667 \text{ in} \end{aligned}$$

Volume Tangki

$$V_t' = 27,511 \text{ m}^3$$

$$V_s = 1,178 Dt^3$$

$$= 1,178 (2,760)^3$$

$$= 24,760 \text{ m}^3$$

$$V_h = V_t' - V_s$$

$$= (27,511 - 24,760) \text{ m}^3$$

$$= 2,751 \text{ m}^3$$

Tinggi Tangki (Ht)

$$\text{Tinggi silinder (Hs)} = \frac{3}{2} \times D_t$$

$$= \frac{3}{2} \times 2,760 \text{ m}$$

$$= 4,140 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi head (He)} = \frac{1}{4} \times D_t$$

$$= \frac{1}{4} \times 2,760 \text{ m}$$

$$= 0,690 \text{ m}$$

$$\text{Tinggi tangki (Ht)} = H_s + H_e$$

$$= 4,140 \text{ m} + 0,690 \text{ m}$$

$$= 4,830 \text{ m}$$

Tinggi Fluida di dalam Tangki

$$V. \text{ Kosong Head} = V_h - (V_t - V_s)$$

$$= 2,751 \text{ m}^3 - (25,010 - 24,760) \text{ m}^3$$

$$= 2,501 \text{ m}^3$$

$$\begin{aligned}
 V_{\text{Elips}} &= V_h - V_{\text{Kosong Head}} \\
 &= (2,751 - 2,501) \text{ m}^3 \\
 &= 0,250 \text{ m}^3
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 H_{\text{liquid}} &= \frac{V_{\text{Elips}}}{V_h} \times H_e \\
 &= \frac{0,250 \text{ m}^3}{2,751 \text{ m}^3} \times 0,690 \text{ m} \\
 &= 0,063 \text{ m}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Tinggi Cairan di Tangki} &= H_s + H_{\text{liquid}} \\
 &= (4,140 + 0,063) \text{ m} \\
 &= 4,203 \text{ m}
 \end{aligned}$$

Tebal Dinding Silinder (t)

Persamaan tebal dinding silinder (Peters, 1991 hal. 537) :

$$t = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,6 P} \right) + C$$

Dimana,

$$r = \text{Jari-jari tangki (inch)} = 54,333 \text{ in}$$

$$S = \text{Working Stress Allowable} = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$E = \text{Joint Efficiency} = 0,80 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$C = \text{Korosi maksimum (inch)} = 0,015 \text{ mm/tahun} \times 11 \text{ tahun}$$

$$= 0,165 \text{ mm} = 0,0065 \text{ in}$$

P = Tekanan desain (psi)

Menentukan Tekanan Desain

Ketinggian cairan dalam tangki adalah 4,095 m maka,

Tekanan desain (psi) = P operasi + P hidrostatis

$$= 1 \text{ atm} + (\rho \cdot g \cdot h)$$

$$\text{Tekanan desain} = 1 \text{ atm} + \frac{(1.009,833 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \times 9,8 \frac{\text{m}}{\text{s}^2} \times 4,095 \text{ m})}{101,325 \frac{\text{kg} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{s}^{-2}}{\text{atm}}}$$

$$= 1 \text{ atm} + 0,410 \text{ atm}$$

$$= 1,410 \text{ atm}$$

(safety factor 10%)

$$\text{Tekanan desain} = (100\% + 10\%) \times 1,410 \text{ atm}$$

$$= 1,552 \text{ atm}$$

$$= 22,01 \text{ psi}$$

Tebal Dinding Silinder (ts)

$$t_h = \left(\frac{P \times r}{S \times E - 0,6 P} \right) + C$$

$$t = \left(\frac{22,01 \text{ psi} \times 54,333 \text{ in}}{12.650 \text{ psi} \times 0,80 - (0,6 \times 22,01)} \right) + 0,0065 \text{ in}$$

$$t = 0,129 \text{ in} = 0,003 \text{ m} = 0,328 \text{ cm}$$

Tebal Dinding Ellipsoidal Head (t_h)

Persamaan tebal dinding Ellipsoidal Head (Peters, hal. 537) :

$$t_h = \left(\frac{P \times D}{S \times E - 0,2 \times P} \right) + C$$

dimana,

$$D = 108,667 \text{ in}$$

$$S = 12.650 \text{ psi} \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$E = 0,80 \quad (\text{Brownell \& Young, 1959})$$

$$C = 0,0065 \text{ in}$$

$$P = 22,01 \text{ psi}$$

Maka, tebal dinding *ellipsoidal head*:

$$t_h = \left(\frac{22,01 \text{ psi} \times 108,667 \text{ in}}{2 \times 12.650 \text{ psi} \times 0,80 - (0,6 \times 22,01)} \right) + 0,0065 \text{ in}$$

$$t_h = 0,050 \text{ in} = 0,003 \text{ m} = 0,328 \text{ cm}$$

Diameter Luar Tangki (OD)

$$\begin{aligned} \text{OD} &= D + 2t \\ &= 2,760 \text{ m} + (2 \times 0,003 \text{ m}) \end{aligned}$$

$$= 2,767 \text{ m}$$

Dari perhitungan yang sama maka untuk tangki selanjutnya dihitung dengan cara analog dengan perhitungan pompa utilitas TU – 01.

1.11. Tangki Utilitas-02 (TU-02)

| IDENTIFIKASI | |
|--------------------------------|--|
| Nama Alat | Tangki Utilitas – 02 |
| Kode Alat | TU – 02 |
| Fungsi | Tempat penyimpanan air proses |
| Jumlah | 1 unit |
| DATA DESAIN | |
| Tipe | Silinder vertikal dengan <i>ellipsoidal head</i> |
| Tekanan | 1 atm |
| Temperatur | 30,000 °C |
| Kapasitas | 3,821 m ³ |
| DATA MEKANIK | |
| Diameter | 1,429 m |
| OD | 1,432 m |
| Tebal Dinding | 0,002 m |
| Tinggi Tangki | 2,501 m |
| Volume Silinder | 3,439 m ³ |
| Volume <i>Ellipsoidal Head</i> | 0,382 m ³ |
| Bahan Konstruksi | <i>Stainless Steel (SA-283 C)</i> |

1.12. Boiler-01 (BL-01)

Steam yang digunakan adalah saturated steam pada suhu 200 °C ,
diperoleh data berikut :

Kapasitas steam, W_s = 1.561,191 kg/jam

$$\text{Entalpi cairan jenuh } H_f = 852,4 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Entalpi uap jenuh } H_g = 2.790,900 \text{ kJ/kg}$$

$$\text{Panas laten steam } H_i = 34,893 \text{ kJ/kmol}$$

$$\text{Berat molekul } H_2O, \text{ BM} = 18 \text{ kg/kmol}$$

$$\text{Temperatur boiling air, } T_1 = 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Temperatur steam, } T_2 = 200 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta T (T_2 - T_1) = 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

Sehingga berdasarkan Fig. 12.59 (Sinnott,2005) nilai *heat flux* 70.000 W/m^2

$$\begin{aligned} \text{Head load} &= \frac{W_s \times H_i}{3600} \\ &= \frac{1.561,191 \frac{\text{kg}}{\text{jam}} \times 34,893 \frac{\text{kJ}}{\text{kmol}}}{3600 \times 18 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} \\ &= 840,658 \text{ kJ/s} \\ &= 840,658 \times 10^3 \text{ W} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} A &= \frac{\text{Head load}}{\text{Heat flux}} \\ &= \frac{840,658 \times 10^3 \text{ W}}{70.000 \text{ W/m}^2} \\ &= 12,009 \text{ m} \end{aligned}$$

Berdasarkan Tabel 11 (Kern,1965) dipilih ukuran pipa

$$\text{NS} = 3 \text{ in}$$

$$\text{OD} = 3,5 \text{ in}$$

$$\text{ID} = 3,068 \text{ in}$$

$$\text{L} = 6 \text{ ft} = 72 \text{ in}$$

$$\text{Area tube, } A_t = \pi \times \text{ID} \times \text{L}$$

$$= 3,14 \times 3,068 \text{ in} \times 72 \text{ in}$$

$$= 693,613 \text{ in}^2 = 0,047 \text{ m}^2$$

$$N_t = \frac{A}{A_t}$$

$$= \frac{12,009 \text{ m}^2}{0,047 \text{ m}^2}$$

$$= 27 \text{ tube}$$



LAMPIRAN E ANALISA EKONOMI

Investasi dan analisis ekonomi bertujuan untuk menilai apakah pabrik yang direncanakan akan menguntungkan atau tidak, serta memberikan gambaran bahwa pabrik yang dibangun memiliki fleksibilitas dari sudut pandang ekonomi.

5.1. *Plant Cost Estimation*

Dalam menentukan estimasi biaya pabrik, langkah pertama yang perlu dilakukan adalah menentukan total investasi modal (Total Capital Investment atau TCI). TCI merujuk pada jumlah modal yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik baru serta mengoperasikannya selama periode tertentu. Secara umum, Total Capital Investment terbagi menjadi dua komponen utama, yaitu Fixed Capital Investment (FCI) dan Working Capital Investment (WCI).

5.2 *Fixed Capital Investment (FCI)*

Fixed Capital Investment (FCI) yaitu modal yang diperlukan untuk mendirikan suatu pabrik yang meliputi biaya langsung dan biaya tak langsung sehingga pabrik dapat beroperasi. Biaya langsung (Direct Cost) seperti harga peralatan, harga pemasangan alat, instrument dan control, perpipaan, instalasi listrik, bangunan dan perawatan, fasilitas pelayanan, halaman dan tanah. Biaya tak langsung (Indirect Cost) seperti rekayasa dan super, biaya konstruksi, legal expenses, biaya kontraktor dan biaya tak terduga.

1. Penentuan Indeks Harga

Pabrik DOTP direncanakan akan dibangun pada tahun 2030 dengan Analisa ekonomi sebagai berikut :

Tabel 5.1 Indeks Harga tahun 1987 – 2019

| X (Tahun) | Y (CE indeks) | X (Tahun) | Y (CE indeks) |
|-----------|---------------|-----------|---------------|
| 1987 | 324,0 | 2006 | 499,6 |
| 1988 | 343,0 | 2007 | 525,4 |
| 1989 | 355,0 | 2008 | 575,4 |
| 1990 | 356,0 | 2009 | 521,9 |
| 1991 | 361,3 | 2010 | 550,8 |
| 1992 | 358,2 | 2011 | 585,7 |
| 1993 | 359,2 | 2012 | 584,6 |
| 1994 | 368,1 | 2013 | 567,3 |
| 1995 | 381,1 | 2014 | 576,1 |
| 1996 | 381,7 | 2015 | 556,8 |
| 1997 | 386,5 | 2016 | 541,7 |
| 1998 | 389,5 | 2017 | 567,5 |
| 1999 | 390,6 | 2018 | 603,1 |
| 2000 | 394,1 | 2019 | 607,5 |
| 2001 | 394,3 | 2020 | 616,59 |
| 2002 | 395,6 | 2021 | 626,029 |
| 2003 | 402,0 | 2022 | 635,45 |
| 2004 | 444,2 | 2023 | 644,8 |
| 2005 | 468,2 | | |
| 2006 | 499,6 | | |

Sumber: Chemical Engineering Cost Plant Index

Dari data table di atas maka akan diperoleh:

$$\text{Slope} = \frac{n \cdot \sum xy - (\sum x \cdot \sum y)}{n \cdot \sum x^2 - (\sum x)^2} = 9,402$$

$$\text{Intercept} = \frac{\sum y \cdot \sum x^2 - \sum xy \cdot \sum x}{n \cdot \sum x^2 - (\sum x)^2} = -18.373,442$$

Diperoleh persamaan:

$$Y = 9,402x + (18.373,442)$$

Jadi indeks harga untuk tahun 2028:

$$\begin{aligned} y &= 9,402(2028) + (-18.373,442) \\ &= 692,962 \end{aligned}$$

2. Menentukan Harga Kurs (IDR-US\$)

Tabel 5.2. Indeks Harga Tahun 2020-2025

| Tahun (X) | Kurs Beli (Y) | Tahun (X) | Kurs Beli (Y) |
|-----------|---------------|-----------|---------------|
| 2010 | 8.946,0000 | 2016 | 13.369,0000 |
| 2011 | 9.023,0000 | 2017 | 13.480,0000 |
| 2012 | 9.973,2000 | 2018 | 14.409,0000 |
| 2013 | 12.128,0000 | 2019 | 13.831,5000 |
| 2014 | 12.378,0000 | 2020 | 14.034,4800 |
| 2015 | 13.726,0000 | 2021 | 14.197,6600 |
| 2016 | 13.369,0000 | 2022 | 15.652,3400 |

(Sumber : Bank Indonesia)

Digunakan metode regresi linier, didapatkan persamaan harga kurs, yaitu:

$$y = 480,772 X - 956.455,034.$$

Berdasarkan persamaan ini, diperoleh indeks harga untuk nilai US\$ ke IDR tahun 2028 yaitu sebesar Rp. 18.552,007

3. Penentuan Harga Peralatan

Harga peralatan industri pada tahun 2028 ditentukan dengan bantuan indeks harga, digunakan persamaan dari buku *Plant Design and Economics for Chemical Engineering*, Peters,1991 Hal. 164.

$$C_x = C_k \left(\frac{I_x}{I_k} \right)$$

Dimana:

C_x = Harga alat pada tahun 2028

C_k = Harga alat pada tahun 2014

I_x = Index harga alat pada tahun 2028

I_k = Index harga alat pada tahun 2014

$$\text{Harga alat tahun 2028} = \text{Harga alat tahun 2014} \times \frac{692,962}{576,1}$$

Daftar harga peralatan diperoleh dari situs www.matche.com. Daftar harga peralatan yang tersedia pada situs tersebut adalah daftar harga pada tahun 2014. Untuk harga peralatan dapat dilihat pada table berikut ini:

Tabel 5.3 Harga Peralatan I Tahun 2028

| Nama Alat | Jumlah | Harga Satuan (\$) | Jumlah Harga (\$) |
|------------------|---------------|--------------------------|--------------------------|
| Tanki-01 | 1 | 324.288,66 | 324288,66 |
| Tanki-02 | 1 | 9.863,38 | 9863,38 |
| Tanki-03 | 1 | 120,29 | 120,29 |

| | | | |
|-----------------------|---|------------|-----------|
| Tanki-04 | 1 | 116.315,70 | 116315,70 |
| Hopper Tank-01 | 1 | 40.896,94 | 40896,94 |
| Silo Tank-01 | 1 | 10.705,37 | 10705,37 |
| Mixing Tank-01 | 1 | 400.188,57 | 400188,57 |
| Mixing Tank-02 | 1 | 7.337,39 | 7337,39 |
| Reaktor-01 | 1 | 160.099,48 | 160099,48 |
| Neutralizer Tank-01 | 1 | 125.577,66 | 125577,66 |
| Decanter-01 | 1 | 481,14 | 481,14 |
| Decanter-02 | 1 | 1.323,14 | 1323,14 |
| Vaporizer-01 | 1 | 400.068,28 | 400068,28 |
| Accumulator Tank-01 | 1 | 15.155,92 | 15155,92 |
| Rotary Drum Filter-01 | 1 | 25.741,01 | 25741,01 |
| Heater-01 | 1 | 180.187,10 | 180187,10 |
| Heater-02 | 1 | 21.891,89 | 21891,89 |
| Heater-03 | 1 | 1.924,56 | 1924,56 |
| Cooler-01 | 1 | 170.804,86 | 170804,86 |
| Cooler-02 | 1 | 56.413,72 | 56413,72 |
| Condenser-01 | 1 | 4.570,83 | 4570,83 |
| Condenser-02 | 1 | 2.766,56 | 2766,56 |
| Screw Conveyer-01 | 1 | 4.570,83 | 4570,83 |
| Belt Conveyer-01 | 1 | 3.007,13 | 3007,13 |

| | | | |
|-----------------------------|---|------------|-----------|
| Rotary Dryer-01 | 1 | 116.315,70 | 116315,70 |
| Bucket Elevator-01 | 1 | 12.990,79 | 12990,79 |
| Bucket Elevator-02 | 1 | 7.337,39 | 7337,39 |
| Pompa-01 | 2 | 40.656,37 | 81312,74 |
| Pompa-02 | 2 | 81.793,88 | 163587,75 |
| Pompa-03 | 2 | 27.545,29 | 55090,58 |
| Pompa-04 | 2 | 9.261,95 | 18523,91 |
| Pompa-05 | 2 | 1.924,56 | 3849,12 |
| Pompa-06 | 2 | 4.330,26 | 8660,53 |
| Pompa-07 | 2 | 8.419,96 | 16839,92 |
| Pompa-08 | 2 | 10.392,63 | 20785,27 |
| Pompa-09 | 2 | 8.419,96 | 16839,92 |
| Pompa-10 | 2 | 3.007,13 | 6014,26 |
| Blower-212 | 1 | 2,09 | 2,09 |
| Boiler | 1 | 301.554,77 | 301554,77 |
| Cooling Tower | 1 | 119.443,12 | 119443,12 |
| Tangki Utilitas Sanitasi-03 | 1 | 20.929,61 | 20929,61 |
| Tangki Utilitas BB - 05 | 1 | 96.588,94 | 96588,94 |
| Pompa Utilitas-01 | 2 | 7.577,96 | 15155,92 |
| Pompa Utilitas-02 | 2 | 7.577,96 | 15155,92 |
| Pompa Utilitas-03 | 2 | 7.577,96 | 15155,92 |

| | | | |
|---------------------|-----------|---------------------|-------------------|
| Pompa Utilitas-04 | 2 | 7.577,96 | 15155,92 |
| Pompa Utilitas-05 | 2 | 2.559,67 | 5119,33 |
| Pompa Utilitas-06 | 2 | 1.422,97 | 2845,95 |
| Tangki Pengendapan | 1 | 439.160,94 | 439160,94 |
| Kation Exchanger-01 | 1 | 18.644,19 | 18644,19 |
| Anion Exchanger-01 | 1 | 18.644,19 | 18644,19 |
| Total | 65 | 3.428.670,25 | 3696005,11 |

(Sumber: *www.matche.com*)

Tabel 5.4 Harga Peralatan II Tahun 2028

| Nama Alat | Jumlah | Harga Satuan(Rp) | Jumlah Harga (Rp) |
|---------------------|---------------|-------------------------|--------------------------|
| Bak Air Utilitas-01 | 1 | 784.282.134,99 | 784.282.134,99 |
| Bak Air Utilitas-02 | 1 | 31.784.299,21 | 31.784.299,21 |
| Bak Air Utilitas-03 | 1 | 30.280.484,84 | 30.280.484,84 |
| Bak Air Utilitas-04 | 1 | 3.056.302,18 | 3.056.302,18 |
| Total | 4 | 849.403.221,23 | 849.403.221,23 |

(Sumber: *www.rumah.com*)

Harga Peralatan = Rp. 849.403.221,23

= \$ 54.800,207

Total Harga Peralatan = \$ 3696005,11 + \$ 54.800,207

= \$ 3.750.805,32

4. Perhitungan Biaya

a. Bahan baku :

- Asam Tereftalat, AT

Harga (2024) = US\$ 0,756/kg

Kebutuhan = 44.324.221,561 kg/tahun

Biaya (2024) = US\$ 33.509.111,500/tahun

Rasio IH 2028/2024 = 1,0574

Biaya (2028) = US\$ 35.431.965,579/tahun

- 2-Etil Heksanol, 2-EH

Harga (2024) = US 0,0016/kg

Kebutuhan = 263.845,3359 kg/tahun

Biaya (2024) = US\$ 422,1525/tahun

Rasio IH 2028/2024 = 1,0574

Biaya (2028) = US\$ 446,3769/tahun

- Asam Sulfat

Harga (2024) = US 0,0026/kg

Kebutuhan = 442.798,9734 kg/tahun

Biaya (2024) = US\$ 422,1525/tahun

Rasio IH 2028/2024 = 1,0574

Biaya (2028) = US\$ 1.231,3873/tahun

- Natrium Hidroksida

Harga (2024) = US\$ 66.666,66/kg

Kebutuhan = 131.751,9017 kg/tahun

Biaya (2024) = US\$ 8.783.460.115,621/tahun
Rasio IH 2028/2024 = 1,0574
Biaya (2028) = US\$ 9.287.481.599,690 /tahun
Total Biaya Bahan Baku = US\$ 9.322.915.243,03/tahun

b. Biaya Utilitas

• Biaya Bahan Bakar (Solar)

Harga Solar = US\$ 3,9/gallon
Kebutuhan/tahun = 77,079 kg/jam = 22,879 gal/jam
Biaya (2024) = US\$ 686.749,33/tahun
Rasio IH 2028/2024 = 1,057
Biaya (2028) = US\$ 726.157,081/tahun

• Biaya Listrik

Harga Listrik = US\$ 0,098/kW
Kebutuhan/tahun = 1.135.559,490 kW/tahun
Biaya (2024) = US\$ 111.284,83
Rasio IH 2028/2024 = 1,057
Biaya (2028) = US\$ 117.670,69/tahun

• Biaya Air

Harga Air = 15.000/m³
Kebutuhan/tahun = 294.106,74 m³/tahun
Biaya (2024) = IDR 4.411.601.165,34/tahun
Rasio IH 2028/2024 = 1,057
Biaya (2028) = IDR 4.664.752.171,57/tahun

= US\$ 251.441,91

Total Biaya Utilitas = Biaya Bahan Bakar + Biaya Listrik +
Biaya Air

= US\$ 1.095.269,68/tahun

c. Perhitungan Harga Tanah

Luas Tanah = 3 m²

Harga Tanah/m² = IDR 160.000.000.000/m²

Biaya Penyediaan Tanah = IDR 480.000.000.000

= US\$ 25.873.210,73

(kurs tahun 2028)

d. Perhitungan Harga Bangunan

Luas Bangunan = 10.194,665 m²

Harga Bangunan/m² = Rp. 2.500.000,000

Biaya Penyediaan Bangunan = Rp. 25.486.663.396,40

= US\$ 1.373.795,44

(Kurs tahun 2028)

Total Biaya Tanah dan Bangunan = Biaya Tanah + Biaya Bangunan

= Rp. 505.486.663.396

= US\$ 27.247.006,18

Gaji Karyawan (*Operating Labor*)

Tabel 5.5. Daftar Gaji Karyawan per Bulan

| Posisi/Jabatan | Jumlah | Gaji Perbulan | Total Gaji Perbulan |
|---|--------|---------------|---------------------|
| Direktur Utama | 1 | 30.000.000 | 30.000.000 |
| Sekretaris Direktur Utama | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| A. Direktur Teknik dan Produksi | 1 | 20.000.000 | 20.000.000 |
| Sekretaris Direktur Teknik dan Produksi | 1 | 10.000.000 | 10.000.000 |
| 1. Kepala Bagian Produksi | 1 | 15.000.000 | 15.000.000 |
| a. Kepala Seksi Proses | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| Superintendent (Koordinator Shift) | 4 | 10.000.000 | 40.000.000 |
| Asisten Superintendent (Koordinator Bagian) | 8 | 10.000.000 | 80.000.000 |
| Operator Kontrol | 12 | 8.000.000 | 96.000.000 |
| Operator Lapangan | 24 | 8.000.000 | 192.000.000 |
| b. Kepala Seksi Utilitas | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| Superintendent (Koordinator Shift) | 4 | 15.000.000 | 60.000.000 |
| Asisten Superintendent (Koordinator Bagian) | 8 | 10.000.000 | 80.000.000 |
| Operator Kontrol | 8 | 8.000.000 | 64.000.000 |
| Operator Lapangan | 16 | 8.000.000 | 128.000.000 |
| 2. Kepala Bagian Pemeliharaan dan Instrumentasi | 1 | 15.000.000 | 15.000.000 |
| a. Kepala Seksi Pemeliharaan dan Bengkel | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| Staff pemeliharaan | 2 | 8.000.000 | 16.000.000 |
| Staf Perbengkelan | 4 | 8.000.000 | 32.000.000 |
| b. Kepala Seksi Instrumen | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |

| | | | |
|--|---|------------|------------|
| Staff instrumentasi | 4 | 8.000.000 | 32.000.000 |
| 3. Kepala Bagian Penelitian dan Pengembangan | 1 | 15.000.000 | 15.000.000 |
| Staf Penelitian dan Pengembangan | 2 | 8.000.000 | 16.000.000 |
| Analisis | 4 | 8.000.000 | 32.000.000 |
| Staf Quality Control | 4 | 8.000.000 | 32.000.000 |
| B. Direktur Pemasaran dan Keuangan | 1 | 30.000.000 | 30.000.000 |
| Sekretaris Direktur Pemasaran dan Keuangan | 1 | 10.000.000 | 10.000.000 |
| 1. Kepala Bagian Keuangan | 1 | 15.000.000 | 15.000.000 |
| Staff seksi keuangan | 2 | 8.000.000 | 16.000.000 |
| Staff seksi penjualan | 2 | 8.000.000 | 16.000.000 |
| 2. Kepala Bagian Pemasaran | 1 | 15.000.000 | 15.000.000 |
| Staff Seksi Promosi | 2 | 8.000.000 | 16.000.000 |
| Staff seksi penjualan | 2 | 8.000.000 | 16.000.000 |
| 3. Kepala Seksi Pergudangan | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| Staff pergudang | 2 | 6.000.000 | 12.000.000 |
| C. Direktur Kepegawaian dan Umum | 1 | 20.000.000 | 20.000.000 |
| Sekretaris Direktur Umum dan Kepegawaian | 1 | 10.000.000 | 10.000.000 |
| a. Kepala Seksi Humas & Kepegawaian | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| Staff Seksi Humas dan Kepegawaian | 2 | 8.000.000 | 16.000.000 |
| b. Kepala Seksi Diklat | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| Staff Seksi Diklat | 2 | 8.000.000 | 16.000.000 |
| 2. Kepala Bagian Pelayanan Umum | 1 | 15.000.000 | 15.000.000 |
| a. Kepala Seksi Kesehatan | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |

| | | | |
|--|----|------------|------------|
| Dokter | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| Perawat dan staf | 6 | 7.000.000 | 42.000.000 |
| b. Kepala Seksi Administrasi Umum | 1 | 12.000.000 | 12.000.000 |
| Staff Administrasi | 2 | 7.000.000 | 14.000.000 |
| Pengemudi | 2 | 5.000.000 | 10.000.000 |
| c. Kepala Seksi Keamanan dan Keselamatan Kerja | 1 | 10.000.000 | 10.000.000 |
| Pemadam Kebakaran | 8 | 5.000.000 | 40.000.000 |
| Petugas Keamanan | 12 | 5.000.000 | 60.000.000 |
| Petugas Kebersihan | 3 | 4.500.000 | 13.500.000 |

| | | | |
|------------------------|------------|--------------------|----------------------|
| Jumlah Karyawan | 177 | 589.500.000 | 1.564.500.000 |
|------------------------|------------|--------------------|----------------------|

Jumlah Gaji Karyawan/Bulan = Rp. 1.564.500.000 –

Jumlah Gaji Karyawan/tahun +THR = Rp. 1.564.500.000 × 14 Bulan

= Rp. 21.903.000.000 –

= US\$ 1.180.262,95/tahun

5. Perkiraan Capital Investment (Modal Tetap)

Capital investmen dihitung berdasarkan harga alat dan disesuaikan dengan

Peter ed 5.

a. Biaya Langsung (Direct Cost)

1) Peralatan dan Instalasi

a) Peralatan (PEC) = US\$ 4.551.302,73

b) Instalasi dan pemasangan peralatan = 25% × PEC

= US\$ 1.137.825,68

- c) Instrumen dan alat control = 15% × PEC
= US\$ 682.695,41
- d) Pemipaan dan Pemasangan = 30% × PEC
= US\$ 1.365.390,82
- e) Instalasi listrik = 20% × PEC
= US\$ 910.260,55
- 2) Gedung = US\$ 1.373.795,44
- 3) Fasilitas servis = 40% × PEC
= US\$ 1.820.521,09
- 4) Tanah = US\$ 25.873.210,73
- Sehingga, *Total Direct Cost (TDC)* = US\$ 37.715.002,47
- b. Biaya tak langsung (Indirect Cost)
- 1) Teknik dan supervise = 8% × DC
= US\$ 3.017.200,20
- 2) Biaya konstruksi dan kontraktor = 6% × DC
= US\$ 2.262.900,15
- Biaya tak terduga = 5% × DC
= US\$ 1.885.750,12
- Sehingga, *Total Indirect Cost (IDC)* = US\$ 7.165.850,47

Fixed Capital Investment (FCI)

$$FCI = DC + IDC$$

$$= US\$ 37.715.002,47 + US\$ 7.165.850,47 = US\$ 44.880.852,93$$

5.3 Working Capital Investment (WCI)

Working capital investment (WCI) adalah modal yang harus dikeluarkan untuk menjalankan proses produksi pabrik dalam jangka waktu tertentu.

$$\begin{aligned} \text{WCI} &= 20\% \times \text{TCI} \\ &= 0,2 \times \text{US\$ } 56.101.066,166 &= \text{US\$ } 11.220.213,23 \end{aligned}$$

Total Capital Investment

$$\begin{aligned} \text{TCI} &= \text{FCI} + \text{WCI} \\ &= \text{US\$ } 44.880.852,93 + \text{US\$ } 11.220.213,23 \\ &= \text{US\$ } 56.101.066,17 \end{aligned}$$

Investasi direncanakan menggunakan biaya sendiri sebesar 60% dan 40% modal pinjaman bank.

- Investasi menggunakan biaya sendiri 60% dari TCI

$$\begin{aligned} &= 60\% \times \text{US\$ } 56.101.066,17 \\ &= \text{US\$ } 33.660.639,7 \end{aligned}$$

- Investasi modal pinjaman sebesar 40% dari TCI

$$\begin{aligned} &= 40\% \times \text{US\$ } 56.080.669,38 \\ &= \text{US\$ } 22.440.426,47 \end{aligned}$$

Maka jumlah investasi pada konstruksi sebesar US\$ 22.432.267,75. Modal ini merupakan pinjaman dari bank dengan bunga 7,95% tiap tahun. Jadi jumlah bunga pinjaman yang harus dibayar adalah:

$$\begin{aligned} &= 7,95 \% \times \text{Modal pinjaman} \\ &= 7,95 \% \times \text{US\$ } 22440426,47 \\ &= \text{US\$ } 1.784.013,904 \end{aligned}$$

Maka : Total investasi modal pinjaman pada masa konstruksi

$$\begin{aligned} &= \text{modal pinjaman} + \text{jumlah bunga pinjaman} \\ &= \text{US\$ } 22.440.426,47 + \text{US\$ } 1.784.013,904 \\ &= \text{US\$ } 24.224.440,37 \end{aligned}$$

Jadi total investasi yang dikeluarkan sebesar:

$$\begin{aligned} &= \text{investasi menggunakan biaya sendiri} + \text{investasi modal pinjaman} \\ &= \text{US\$ } 33.660.639,7 + \text{US\$ } 24.224.440,37 \\ &= \text{US\$ } 57.885.080,07 \end{aligned}$$

Total *Capital Investment* adalah sejumlah uang yang diperlukan untuk mendirikan pabrik. Modal ini harus dikembalikan beserta bunganya dengan jalan mengangsur. Untuk menetapkan lama pengangsuran dapat dilakukan perhitungan dengan cara sebagai berikut

$$\text{Bunga Modal (Bank BCA)} = 9,75\% \quad (\text{www.ojk.co.id})$$

Lama angsuran = 10 tahun

Pinjaman (P) = US\$ 22.440.426,47

Maka besarnya angsuran per tahun dapat dihitung dengan rumus:

$$A = P \cdot \left[\frac{i \cdot (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right] = \text{US\$ } 7.678.689,0653 \quad (\text{Peters,1991})$$

Tabel 5.6 Angsuran Pengembalian Modal

| Tahun Ke- | Pinjaman | Bunga | Total Hutang | Angsuran | Sisa Hutang |
|--------------|---------------|----------------------|-----------------------|----------------------|-----------------------|
| 0 | 22.440.426,47 | - | 22.440.426,47 | - | 22.440.426,47 |
| 1 | 22.440.426,47 | 1.784.013,90 | 24.224.440,37 | 3.336.747,01 | 20.887.693,36 |
| 2 | 20.887.693,36 | 1.660.571,62 | 22.548.264,98 | 3.336.747,01 | 19.211.517,97 |
| 3 | 19.211.517,97 | 1.527.315,68 | 20.738.833,64 | 3.336.747,01 | 17.402.086,63 |
| 4 | 17.402.086,63 | 1.383.465,89 | 18.785.552,52 | 3.336.747,01 | 15.448.805,50 |
| 5 | 15.448.805,50 | 1.228.180,04 | 16.676.985,54 | 3.336.747,01 | 13.340.238,53 |
| 6 | 13.340.238,53 | 1.060.548,96 | 14.400.787,49 | 3.336.747,01 | 11.064.040,48 |
| 7 | 11.064.040,48 | 879.591,22 | 11.943.631,69 | 3.336.747,01 | 8.606.884,68 |
| 8 | 8.606.884,68 | 684.247,33 | 9.291.132,01 | 3.336.747,01 | 5.954.385,00 |
| 9 | 5.954.385,00 | 473.373,61 | 6.427.758,61 | 3.336.747,01 | 3.091.011,59 |
| 10 | 3.091.011,59 | 245.735,42 | 3.336.747,01 | 3.336.747,01 | 0,00 |
| Total | | 10.927.043,67 | 170.814.560,33 | 33.367.470,14 | 137.447.090,20 |

1.4 Perhitungan Biaya Produksi

Biaya ini merupakan jumlah dari biaya langsung, biaya tak langsung dan biaya tetap yang berhubungan dengan biaya pembuatan produk.

1. Manufacturing Cost

a. Biaya Produksi Langsung (DPC)

| | |
|-----------------------------------|---------------------------------------|
| 1) Total Biaya Bahan Baku | = US\$ 35.439.215,83 /tahun |
| 2) Gaji karyawan pertahun | = US\$ 1.180.626,95 |
| 3) Biaya perawatan 2% FCI | = US\$ 897.617,06 |
| 4) Laboratorium 10% gaji karyawan | = US\$ 118.062,69 |
| 5) Biaya operasi suplay 10% FCI | = US\$ 89.729,07 |
| 6) Supervisi 10% gaji karyawan | = US\$ 118.062,69 |
| 7) Patent and royalty 1% TPC | = US\$ 574.671,80 8) |
| Utilitas | = US\$ 1.088.984,93 |
| TOTAL | = US\$ 39.507.003,66 + 0,01TPC |

b. Biaya pengeluaran tetap (*Fixed Charges*)

| | |
|--------------------------------------|---------------------|
| 1) Depresiasi 10% FCI | = US\$ 4.488.085,29 |
| 2) Pajak 1% FCI | = US\$ 448.808,53 |
| 3) Asuransi 1% FCI | = US\$ 448.808,53 |
| 4) Plant over head cost (POC) 5% TPC | = 0,05 TPC |

TOTAL = US\$ 2.873.359,00 + 0,05 TPC

MC = Biaya produksi langsung + pengeluaran tetap

= US\$ 47.766.065,01 + 0,06 TPC

2. *General Expenses* (Pengeluaran Umum)

- a. Biaya administrasi 2% TPC = 0,02 TPC
 - b. Biaya distribusi dan pemasaran 5% TPC = 0,05 %
 - c. Biaya riset dan pengembangan 5% TPC = 0,05 TPC
 - d. Investasi lain lain 5% TCI = US4 2.805.053,31
- TOTAL = US\$ 9.701.114,90

3. *Total Production Cost* (TPC)

$$\begin{aligned} \text{TPC} &= \text{Manufacturing Cost} + \text{General Expenses} \\ &= \text{US\$ } 47.766.065,01 + \text{US\$ } 9.701.114,90 + 0,12 \text{ TPC} \\ &= \text{US\$ } 57.467.179,91 \end{aligned}$$

Jika *total production cost* di substitusikan ke persamaan di atas maka:

- 1) *Patent and royalty* 1% TPC = US\$
 - 2) *Plant over head cos* 5% TPC = US\$
 - 3) *General expenses* 12% TPC = US\$
4. Harga penjualan produk
- DOTP = 50.000 ton/tahun
- Harga jual = US\$ 1.480,34/ton
- Penjualan pertahun = US\$ 74.016.811,53

e. Perhitungan Break Event Point (BEP)

$$\text{BEP} = \frac{\square}{\text{SP}-\text{VC}} \times 100\%$$

Ket :

SP = Total harga penjualan (*sales*)

FC = Biaya tetap (*fixed cost*)

VC = Biaya *variable cost*

Dimana :

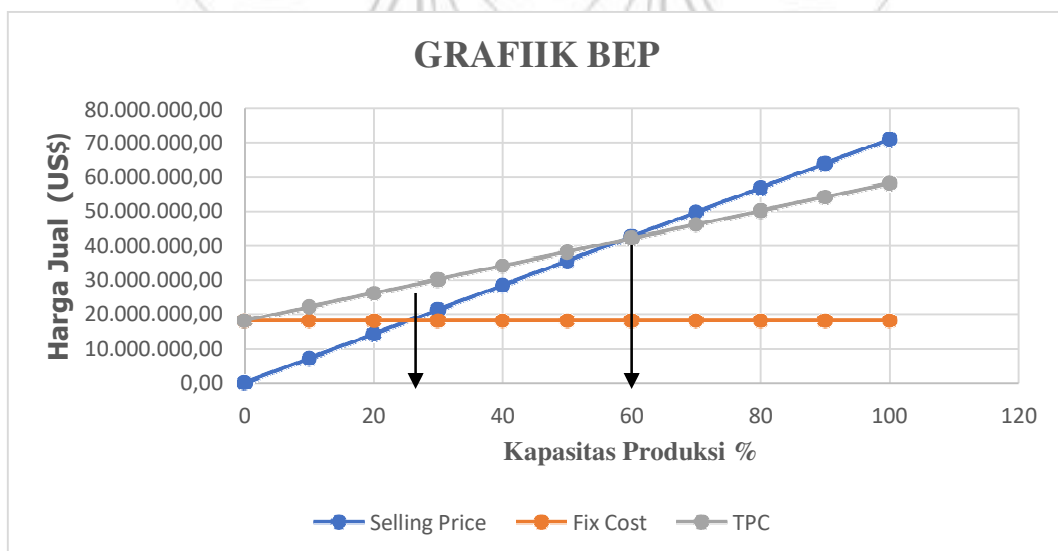
Variable Cost = DPC = US\$ 39.507.003,66

Fixed Cost (FC) = FC + POC + GE = US\$ 17.960.176,24

Selling Price = US\$ 74.016.811,53

Maka :

$$\begin{aligned} \text{BEP} &= \frac{\square}{\text{SP}-\text{VC}} \times 100\% \\ &= \frac{\square \$ 17.960.176,24}{74.016.811,53 - 39.507.003,66} \times 100\% = 52,04\% \end{aligned}$$



Gambar 5.1 Grafik *Break Event Point* (BEP)

Dari grafik BEP berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan sebelumnya, diperoleh data bahwa selama produksi berjalan, fixed cost terlihat konstan untuk mengimbangi ongkos produksi yang terus meningkat secara signifikan. Titik impas akan tercapai bila pabrik beroperasi sebesar 52,04% dari kapasitas desain. Hal ini cukup memenuhi syarat, sehingga pabrik layak untuk didirikan. Untuk lebih jelasnya dapat dilihat pada Gambar 5.1.

5.6 Perhitungan Cash Flow

1. Laba kotor = Harga jual – TPC
 = US\$ 74.016.811,53 – US\$ 57.467.179,9076
 = US\$ 16.549.631,62
2. Pajak pendapatan 30% dari laba kotor
 = $0,3 \times \text{US\$ } 16.549.631,62$
 = US\$ 4.964.889,49
3. Laba bersih = Laba kotor – Pajak
 = US\$ 16.549.631,62 - US\$ 4.964.889,49
 = US\$ 11.584.742,14

4. Pengembalian pinjaman:

Direncanakan pengembalian pinjaman 10 tahun

$$\begin{aligned} \text{Pengembalian} &= \frac{\square \quad \square}{10 \text{ tahun}} \\ &= \frac{2.244.026,47}{10} \end{aligned}$$

$$= \text{US\$ } 2.244.042,65/\text{tahun}$$

5. *Cash Flow* = Laba bersih + Depresiasi

$$= \text{US\$ } 11.584.742,14 + \text{US\$ } 4.488.085,29$$

$$= \text{US\$ } 16.072.827,43$$

6. Net Cash Flow = *Cash Flow* – Pengembalian pinjaman

$$= \text{US\$ } 16.072.827,43 - \text{US\$ } 2.244.042,65$$

$$= \text{US\$ } 13.828.784,78$$

5.7. Perhitungan *Return Of Investmen (ROI)*

$$\begin{aligned}
 1. \quad \text{ROI sebelum pajak} &= \frac{\square}{\square} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{US\$ } 16.549.631,62}{\square \$ 56.101.066,1668} \times 100\% \\
 &= 29,50\%
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 2. \quad \text{ROI setelah pajak} &= \frac{\text{Laba bersih}}{\square} \times 100\% \\
 &= \frac{\text{US\$ } 11.584.742,14}{\square \$ 44.880.852,93} \times 100\% \\
 &= 25,81\%
 \end{aligned}$$

5.8. Perhitungan POT

Pay Out Time (POT)

$$\begin{aligned}
 \text{POT} &= \frac{\square + \square}{\text{Cash Flow}} \\
 &= \frac{\square \$ 44.880.852,93 + \square \$ 10.927.043,67}{\square \$ 16.072.827,4305}
 \end{aligned}$$

$$= 3,47 \text{ tahun}$$

Table . 5.6 Perhitungan *Cash Flow*

| Tahun Ke- | Kapasitas % | Total Investasi (Rp) | Modal Sendiri (Rp) | Modal Pinjaman (Rp) | Bunga Pinjaman (Rp) | Total Pinjaman (Rp) | Penjualan (Rp) | Ongkos Produksi (Rp) | Depresiasi (Rp) |
|-----------|-------------|----------------------|--------------------|---------------------|---------------------|---------------------|----------------|----------------------|-----------------|
| 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
| -1 | 0 | 33660639,70 | 33660639,70 | - | | | | | |
| 0 | | 22440426,47 | - | 22440426,47 | 1784013,90 | 22.440.426,47 | | | |
| 1 | 90% | | | | 1784013,90 | 24.224.440,37 | 19.023.713,30 | 14.375.601,23 | 448808,53 |
| 2 | 100% | | | | 1660571,62 | 22.548.264,98 | 21.137.459,22 | 15.331.829,22 | 448808,53 |
| 3 | 100% | | | | 1527315,68 | 20.738.833,64 | 21.137.459,22 | 15.331.829,22 | 448808,53 |
| 4 | 100% | | | | 1383465,89 | 18.785.552,52 | 21.137.459,22 | 15.331.829,22 | 448808,53 |
| 5 | 100% | | | | 1228180,04 | 16.676.985,54 | 21.137.459,22 | 15.331.829,22 | 448808,53 |
| 6 | 100% | | | | 1060548,96 | 14.400.787,49 | 21.137.459,22 | 15.331.829,22 | 448808,53 |
| 7 | 100% | | | | 879591,22 | 11.943.631,69 | 21.137.459,22 | 15.331.829,22 | 448808,53 |
| 8 | 100% | | | | 684247,33 | 9.291.132,01 | 21.137.459,22 | 15.331.829,22 | 448808,53 |
| 9 | 100% | | | | 473373,61 | 6.427.758,61 | 21.137.459,22 | 15.331.829,22 | 448808,53 |
| 10 | 100% | | | | 245735,42 | 3.336.747,01 | 21.137.459,22 | 15.331.829,22 | 448808,53 |

Table . 5.7 Perhitungan *Cash Flow* (Sambungan)

| Bunga Pinjaman (Rp) 11 | Laba Kotor (Rp) 12 | Pajak (Rp) 13 | Laba Bersih (Rp) 14 | Pengembalian pinjaman (Rp) 15 | Cash Flow (Rp) 16 | Net Cash Flow (Rp) 17 | Cummulative Net Cash Flow (Rp) 18 |
|------------------------|--------------------|---------------|---------------------|-------------------------------|-------------------|-----------------------|-----------------------------------|
| 1.784.013,90 | 4.648.112,06 | 1.394.433,62 | 3.253.678,44 | 3.336.747,01 | 3.702.486,97 | 365.739,96 | 365.739,96 |
| 1.660.571,62 | 5.805.630,00 | 1.741.689,00 | 4.063.941,00 | 3.336.747,01 | 4.512.749,53 | 1.176.002,52 | 1.541.742,48 |
| 1.527.315,68 | 5.805.630,00 | 1.741.689,00 | 4.063.941,00 | 3.336.747,01 | 4.512.749,53 | 1.176.002,52 | 2.717.744,99 |
| 1.383.465,89 | 5.805.630,00 | 1.741.689,00 | 4.063.941,00 | 3.336.747,01 | 4.512.749,53 | 1.176.002,52 | 3.893.747,51 |
| 1.228.180,04 | 5.805.630,00 | 1.741.689,00 | 4.063.941,00 | 3.336.747,01 | 4.512.749,53 | 1.176.002,52 | 5.069.750,02 |
| 1.060.548,96 | 5.805.630,00 | 1.741.689,00 | 4.063.941,00 | 3.336.747,01 | 4.512.749,53 | 1.176.002,52 | 6.245.752,54 |
| 879.591,22 | 5.805.630,00 | 1.741.689,00 | 4.063.941,00 | 3.336.747,01 | 4.512.749,53 | 1.176.002,52 | 7.421.755,05 |
| 684.247,33 | 5.805.630,00 | 1.741.689,00 | 4.063.941,00 | 3.336.747,01 | 4.512.749,53 | 1.176.002,52 | 8.597.757,57 |
| 473.373,61 | 5.805.630,00 | 1.741.689,00 | 4.063.941,00 | 3.336.747,01 | 4.512.749,53 | 1.176.002,52 | 9.773.760,08 |
| 245.735,42 | 5.805.630,00 | 1.741.689,00 | 4.063.941,00 | 3.336.747,01 | 4.512.749,53 | 1.176.002,52 | 10.949.762,60 |



